

Національний технічний університет України «Київський політехнічний
інститут імені Ігоря Сікорського» МОН України
Національний технічний університет України «Київський політехнічний
інститут імені Ігоря Сікорського» МОН України

Кваліфікаційна наукова праця
на правах рукопису

Любека Андрій Миколайович

УДК 628.5:66.002.8

Дисертація
Гранулювання багатокомпонентних рідких систем
в псевдозрідженому шарі

Подається на здобуття наукового ступеня кандидата технічних наук за
спеціальністю 05.17.08 – Процеси та обладнання хімічної технології

Дисертація містить результати власних досліджень. Використання ідей,
результатів і текстів інших авторів мають посилання на відповідне джерело:

_____ А.М. Любека

Науковий керівник Корнієнко Ярослав Микитович д.т.н., проф.

Київ – 2021

АНОТАЦІЯ

Любека А.М. Гранулювання багатокомпонентних рідких систем в псевдозрідженому шарі. – Кваліфікаційна наукова праця на правах рукопису.

Дисертація на здобуття наукового ступеня кандидата технічних наук за спеціальністю 05.17.08 – процеси та обладнання хімічної технології. – Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського» МОН України, Київ, 2020.

Дисертаційна робота спрямована на вирішення важливої науково-технічної задачі – підвищення ефективності процесу одержання інноваційних гранульованих органо-мінеральних добрив необхідних для впровадження принципів раціонального землекористування.

Метою роботи є наукове обґрунтування застосування чашового ротаційного диспергатора для підвищення ефективності процесу грануляції багатокомпонентних висококонцентрованих рідких систем у псевдозрідженому шарі.

Науково обґрунтовано принципи застосування чашового ротаційного диспергатора з перфорованою поверхнею для введення гетерогенної рідкої фази до псевдозрідженого шару, що дозволило значно збільшити розміри загальної зони диспергування внаслідок розпилення рідини через бічну поверхню диспергатора та інтенсивного руху зволжених гранул назовні із чаші ротаційного диспергатора.

Вперше експериментально визначено гідродинамічні режими руху рідини в чаші ротаційного диспергатора, при якому контролюється середній розмір крапель в зоні розподілення $d_{кр} \leq 250$ мкм.

Вперше експериментально доведено, що застосування чашового ротаційного диспергатора з перфорованою бічною поверхнею дозволило щонайменше в 5 разів збільшити зону диспергування в порівнянні з дисковим

диспергатором, що значно підвищило стійкість кінетики пошарового механізму грануляції при підвищенні продуктивності по гранульованому продукту на 40 %.

Розвинуто математичну модель процесу теплообміну при грануляції гуміново-органомінеральних добрив із застосуванням ротаційного диспергатора в умовах неоднорідного струменево-пульсаційного псевдозрідження.

Вперше експериментально визначено технологічні параметри процесу одержання гранульованих гуміново-органомінеральних добрив із заданими властивостями з коефіцієнтом грануляції більше 88 % при зневодненні 60 % (мас.) рідких гетерогенних систем, що містять практично в однаковій кількості кістяне борошно та сульфат амонію, а також мікро домішки гумату і хлориду калію та досягнуто продуктивність по гранульованому продукту, яка в 3 рази перевищує аналог.

У роботі експериментально одержано залежності для визначення режиму роботи ротаційного диспергатора, при якому забезпечується збільшення зони розпилення при середньому розмірі крапель рідини менше 250 мкм.

Розроблено методику розрахунку ротаційних чашових диспергаторів з бічною перфорованою поверхнею з урахуванням фактору формування плівки в чаші диспергатора $H_g \leq 4,0 \cdot 10^4$, при якому в ній забезпечується одношаровий рух рідини.

Визначено технологічні параметри процесу одержання гранульованих гуміново-органомінеральних добрив із заданими властивостями при зневодненні багатокомпонентних рідких систем, що містили до 60 % (мас.) сухих речовин (кістяне борошно, сульфат амонію, гумат та хлорид калію).

Особистий внесок здобувача полягає у тому, що автором самостійно проведено аналіз джерел літератури щодо процесів зневоднення та грануляції рідких гетерогенних систем у псевдозрідженому шарі, обрано математичну модель та методи її розв'язання, обґрунтовано доцільність введення рідкої гетерогенної фази до апарату із застосуванням ротаційного диспергатора конічного типу, запропонована методика для оцінки якості розпилення

ротаційного диспергатора, автором самостійно розроблено сучасну методику проведення експериментальних досліджень із застосуванням комп'ютеризованих систем вимірювання, проведено експериментальні дослідження, сформульовано основні положення та висновки, розроблено рекомендації щодо практичного застосування результатів експериментальних досліджень та методики розрахунку промислового апарату.

Обґрунтовано доцільність застосування ротаційного конічного диспергатора з коефіцієнтом перфорації бічної поверхні $\varphi_D \leq 20 \%$, для введення багатокомпонентних рідких систем у псевдозріджений шар при грануляції.

Теоретично обґрунтовано та експериментально доведено, що застосування чашового ротаційного диспергатора з перфорованою бічною поверхнею дозволяє щонайменше в 6 раз збільшити розміри зони розпилення в порівнянні з дисковим диспергатором та створити активну циркуляцію гранул через чашу диспергатора з частотою $1,7 \div 2,0$ Гц, що сприяє ефективному розподіленню зволжених гранул серед сухих та суттєво зменшує ризик утворення агломератів

Експериментально встановлено, що для зменшення стирання гранул при застосуванні чашового ротаційного диспергатора конічного типу для введення рідкої фази до псевдозрідженого шару лінійна швидкість крайки з більшим діаметром становить $V_L \leq 18$ м/с.

Для оцінки роботи ротаційного диспергатора, при якому забезпечується середній розмір крапель у зоні розпилення $d_{кр} \leq 250$ мкм, запропоновано використовувати фактор формування плівки в чаші диспергатора як добуток числа плівкового Рейнольдса на відцентрове число Фруда $H_g = Re_{пл(1)} \cdot Fr_{min}$ та визначено область раціональних значень параметра $H_g = (3,8 \div 4,0) \cdot 10^4$.

Експериментально підтверджено, що застосування ротаційного диспергатора із значеннями $H_g = (3,0 \div 3,5) \cdot 10^4$ при зневодненні 40 % (мас.) робочих розчинів забезпечує пошаровий механізм грануляції при одержанні гранульованих гуміново-азотних добрив, з коефіцієнтом грануляції $\Psi \geq 90 \%$, питомим навантаженням поверхні шару за вологою $a_f = 0,43$ кг/(м²·год) та

продуктивністю за гранульованим продуктом з 1 м^2 , що в 1,4 рази перевищує цей показник для процесу із застосуванням дискового диспергатора.

Досягнення високої якості розподілення рідкої фази у псевдозрідженому шарі підтверджується математичною моделлю процесу грануляції, яка із похибкою 5,7 % описує зміну температури по висоті шару при застосуванні струменево-пульсаційного псевдозрідження для трьох гідродинамічних зон у камері гранулятора

Експериментально доведено, що застосування ротаційного диспергатора типу 1 при зневодненні багатокомпонентних гетерогенних рідких систем із вмістом сухих речовин 60 % які складаються із сульфату амонію – 27 %, кістяного борошна – 29 % та гуматів – 1 % дозволило вперше отримати гуміново-органомінеральні добрива складу $\text{Г:Р:Са:N:K:S} = 1:10:19:11:2:12,5$ у вигляді гранул із пошаровою структурою з еквівалентним діаметром $2,5 \leq d_e \leq 4,0 \text{ мм}$, при цьому коефіцієнт грануляції становить $\Psi \geq 88 \%$. Висока ефективність процесу підтверджується збільшенням питомого навантаження поверхні шару за вологою $a_f = 0,51 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$ в 2 рази та в 3 рази продуктивності за гранульованим продуктом з 1 м^2 газорозподільного пристрою – $197 \text{ кг}/(\text{год} \cdot \text{м}^2)$ в порівнянні з показниками для процесу із застосуванням дискового диспергатора.

Науково технічні результати дисертаційної роботи впроваджено в виробничому обладнанні ТОВ «Лабораторія інноваційних технологій очистки» та в навчальний процес кафедри машин та апаратів хімічних і нафтопереробних виробництв Національного технічного університету України «Київський Політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»

За результатами досліджень розроблена методика розрахунку та рекомендації щодо конструкції промислового апарату, продуктивністю 500 кг/год гранульованого продукту.

Ключові слова: псевдозрідження, ротаційний чашовий диспергатор, зона розпилення, гранульовані гуміново-органомінеральні добрива, пошарова грануляція.

SUMMARY

Liubecka A. M. Granulation of multicomponent liquid systems in fluidized bed. - Qualifying scientific work on the rights of the manuscript.

The dissertation on competition of a scientific degree of the candidate of technical sciences on a specialty 05.17.08 - processes and the equipment of chemical technology. - National Technical University of Ukraine "Igor Sikorsky Kyiv Polytechnic Institute" MES of Ukraine, Kyiv, 2020.

The dissertation is aimed at solving an important scientific and technical problem - increasing the efficiency of the process of obtaining innovative granular organo-mineral fertilizers necessary for the implementation of the principles of rational land use.

The aim of this work is to scientifically substantiate the use of a bowl rotary disperator to increase the efficiency of the granulation process of multicomponent highly concentrated liquid systems in a fluidized bed.

The principles of using a bowl rotary disperator with a perforated surface for introducing a heterogeneous liquid phase into the fluidized bed have been scientifically substantiated, which has significantly increased the size of the total disperator zone due to liquid spraying through the side surface of the disperator and intensive movement of moistened granules.

For the first time, the hydrodynamic modes of fluid movement in the bowl of a rotary disperator were determined experimentally, in which the average droplet size in the distribution zone $d_{dr} \leq 250 \mu\text{m}$ is controlled.

For the first time it was experimentally proved that the use of a bowl rotary disperator with a perforated side surface allowed to increase at least 5 times the dispersion zone in comparison with the disk disperator, which significantly increased the stability of the kinetics of the layered granulation mechanism.

A mathematical model of the heat transfer process during granulation of humic-organo-mineral fertilizers with the use of a rotary dispersant under conditions of inhomogeneous jet-pulsation fluidization has been developed.

For the first time the technological parameters of the process of obtaining granular humic-organo-mineral fertilizers with specified properties with a granulation coefficient of more than 88% with dehydration of 60% (wt.) Liquid heterogeneous systems containing almost the same amount of bone meal and ammonium sulfate, as well as micro impurities of humate and potassium chloride and achieved productivity on the granular product, which is 3 times higher than the analogue.

In this work, the dependences for determining the mode of operation of the rotary disperator, which provides an increase in the spray zone at an average droplet size of less than 250 μm , are obtained experimentally.

A method for calculating rotary bowl disperators with a side perforated surface taking into account the factor of film formation in the disperser bowl $H_g \leq 4,0 \cdot 10^4$, in which it provides a single-layer movement of the liquid.

Technological parameters of the process of obtaining granular humic-organo-mineral fertilizers with specified properties in dehydration of multicomponent liquid systems containing up to 60% (wt.) Dry matter (bone meal, ammonium sulfate, humate and potassium chloride) are determined.

The results of the work were implemented at factory «Lito» and in the educational process of the Department of Machines and Apparatus of Chemical and Oil Refining Productions of the National Technical University of Ukraine "Igor Sikorsky Kyiv Polytechnic Institute". All applied technical solutions are protected by seven utility patents of Ukraine.

The personal contribution of the applicant is that the author independently analyzes the literature on the processes of dehydration and granulation of liquid heterogeneous systems in the fluidized bed, selected a mathematical model and methods for its solution, substantiated the feasibility of introducing a liquid heterogeneous phase in the apparatus using a rotary type, the method is offered for an estimation of quality of spraying of a rotary dispersant, the author independently developed a modern technique of carrying out experimental researches with application of computerized measuring systems, carried out experimental researches, formulated

the basic positions and conclusions, developed recommendations on practical application of results of experimental researches.

The expediency of using a rotary conical disperator with the perforation coefficient of the side surface $\phi_D \leq 20\%$ for the introduction of multicomponent liquid systems in the fluidized bed during granulation is substantiated.

It is theoretically substantiated and experimentally proved that the use of a bowl rotary disperator with a perforated side surface allows to increase at least 6 times the size of the spray zone compared to the disk disperator and to create active circulation of granules through the disperator bowl with a frequency of $1.7 \div 2.0$ Hz effective distribution of moistened granules among dry and significantly reduces the risk of agglomeration

It has been experimentally established that the linear velocity of the edge with a larger diameter is $V_1 \leq 18$ m / s to reduce the abrasion of the granules when using a conical-type rotary bowl disperator for introducing the liquid phase into the fluidized bed.

To evaluate the operation of the rotary disperator, which provides the average droplet size in the spray zone $d_{dr} \leq 250$ μ m, it is proposed to use the film formation factor in the disperser bowl as the product of the film Reynolds number on the centrifugal Freud number $H_g = Re_{film(1)} \cdot Fr_{min}$ and determine the range of rational parameter $H_g = (3.8 \div 4.0) \cdot 10^4$.

It is experimentally confirmed that the use of a rotary disperator with values of $H_g = (3.0 \div 3.5) \cdot 10^4$ in the dehydration of 40% (wt.) Working solutions provides a layered mechanism of granulation in obtaining granular humic-nitrogen fertilizers with a granulation coefficient $\Psi \geq 90$ %, the specific load of the surface of the layer on the moisture $a_f = 0,43$ kg / (m² · h) and productivity on the granular product of 1 m², which is 1,4 times higher than this figure for the process using a disk disperator.

Achieving high quality distribution of the liquid phase in the fluidized bed is confirmed by a mathematical model of the granulation process, which with an error of 5.7% describes the change in temperature along the height of the layer using jet-pulsation fluidization for three hydrodynamic zones in the granulator chamber.

It is experimentally proved that the use of rotary disperator type 1 in dehydration of multicomponent heterogeneous liquid systems with a dry matter content of 60% consisting of ammonium sulfate - 27%, bone meal - 29% and humates - 1% allowed for the first time to obtain humic-organo-mineral fertilizers **G:P:Ca:N:K:S = 1:10:19:11:2:12,5** in the form of granules with a layered structure with an equivalent diameter of $2.5 \leq D_e \leq 4.0$ mm, the granulation coefficient is more then 88%. The high efficiency of the process is confirmed by increasing the specific load of the surface of the layer by moisture $a_f = 0.51 \text{ kg} / (\text{m}^2 \cdot \text{h})$ in 2 times and 3 times the productivity of the granular product from 1 m^2 of gas distribution device - $197 \text{ kg} / (\text{h} \cdot \text{m}^2)$ in comparison with indicators for the process using a disk disperator.

Based on the results of research, a calculation method and recommendations for the design of industrial equipment, productivity have been developed 500 kg / h of granular product.

Key words: fluidization, rotary bowl dispersant, spray zone, granular humic-organo-mineral fertilizers, layer-by-layer granulation.

СПИСОК ОПУБЛІКОВАНИХ ПРАЦЬ ЗА ТЕМОЮ ДИСЕРТАЦІЇ

Монографії:

1. Корнієнко Я. М. Процес одержання модифікованих гранульованих гуміново-мінеральних добрив / Я. М. Корнієнко, **А. М. Любека**, С. С. Гайдай // КПІ ім. Ігоря Сікорського – Електронні текстові дані (1 файл: 8,79 Мбайт). – Київ: КПІ ім. Ігоря Сікорського. – 2017. – 210 С. – Режим доступу: <http://ela.kpi.ua/handle/123456789/12411>. *Особистий внесок здобувача: аналіз джерел літератури щодо процесів зневоднення та грануляції рідких гетерогенних систем у системі "тверде тіло-газ-рідина", проведення досліджень, обробка та аналіз результатів експериментів.*

Статті у фахових виданнях:

2. Korniyenko Y. Modeling of heat exchangement in fluidized bed with mechanical liquid distribution / Y. Korniyenko, **A. Liubeka**, B. Korniyenko, R. Sachok // Journal of Engineering and Applied Sciences. – 2019. – Vol. 14. – No. 12. – P. 2203-2210. (Входить до наукометричних баз **Scopus**, *Index Copernicus*, *EBSCO*, *Ulrichs Web*, *Global Impact Factor*, *Cabi Full Text*, *OLUSD*, *DRJI*, *Universal Impact Factor*, *ROAD*, *ERIH PLUS*, *DOAJ*, *InfoBase Index*, *CASSI*). *Особистий внесок здобувача: обґрунтування фізичної та математично моделі введення рідкої фази, формування положень математичної моделі, проведення досліджень, обробка та аналіз результатів експериментів.*

3. Korniyenko Y. Increasing of the heat and mass transfer processes efficiency with the application of non-uniform fluidization / Y. Korniyenko, **A. Liubeka**, B. Korniyenko, R. Sachok, S. Haidai // Journal of Engineering and Applied Sciences. – 2020. – Vol. 15. – No. 7. – P. 890-900. (Входить до наукометричних баз **Scopus**, *Index Copernicus*, *EBSCO*, *Ulrichs Web*, *Global Impact Factor*, *Cabi Full Text*, *OLUSD*, *DRJI*, *Universal Impact Factor*, *ROAD*, *ERIH PLUS*, *DOAJ*, *InfoBase Index*, *CASSI*). *Особистий внесок здобувача: обґрунтування фізичної та математично моделі введення рідкої фази, формування положень математичної моделі, проведення досліджень, обробка та аналіз результатів експериментів.*

4. Корнієнко Я. М. Кінетика процесу створення органо-мінерально-гумінових добрив / Я. М. Корнієнко, С. С. Гайдай, О. В. Мартинюк, О. В. Куріньовський, **А. М. Любека** // Наукові праці ОНАХТ. Технічні науки. – 2015. – Вип. 47. – том 1. – С. 167-170. *Особистий внесок здобувача: проведення експериментальних досліджень, визначення кінетичних закономірностей процесу розподілення рідкої фази.*

5. Kornienko Y. Kinetic laws of the process of obtaining complex humic-organic-mineral fertilizers in the fluidized bed granulator / Y. Kornienko, S. Hayday, **A. Liubeka**, O. Martynyuk // Ukrainian Food Journal. – 2016. – Vol. 5. – Issue 1. – P. 144-154. (Входить до наукометричних баз Index Copernicus, EBSCO, Ulrichs Web, Global Impact Factor, Cabi Full Text, OLUSD, DRJI, Universal Impact Factor, ROAD, ERIH PLUS, DOAJ, InfoBase Index). *Особистий внесок здобувача: проведення досліджень, обробка та аналіз результатів експериментів.*

6. Korniyenko Y. Modelling of pulsating mode of fluidization when obtaining organic-mineral fertilizers / Y. Korniyenko, S. Haidai, **A. Liubeka**, S. Turko, O. Martynyuk // Ukrainian Food Journal. – 2016. – Vol. 5. – Issue 4. – P. 781-794. (Входить до наукометричних баз Index Copernicus, EBSCO, Ulrichs Web, Global Impact Factor, Cabi Full Text, OLUSD, DRJI, Universal Impact Factor, ROAD, ERIH PLUS, DOAJ, InfoBase Index, CASSI). *Особистий внесок здобувача: проведення експериментальних досліджень, обробка та аналіз одержаних результатів.*

7. Korniyenko Y. Influence of mechanical disperator designer parameters on equality of distribution of solution / Y. Korniyenko, **A. Liubeka**, O. Martynyuk // Ukrainian Food Journal. – 2018. – Vol. 7. – Issue 1. – P. 105-118. (Входить до наукометричних баз Index Copernicus, EBSCO, Ulrichs Web, Global Impact Factor, Cabi Full Text, OLUSD, DRJI, Universal Impact Factor, ROAD, ERIH PLUS, DOAJ, InfoBase Index). *Особистий внесок здобувача: обґрунтування фізичної та математично моделі введення рідкої фази, проведення досліджень, обробка та аналіз результатів експериментів.*

8. Корнієнко Я. М. Математичне моделювання температурного поля в апараті з псевдозрідженим шаром/ Я. М. Корнієнко, **А. М. Любека** // Автоматизація технологічних і бізнес-процесів – 2018. – Vol. 10, Issue 4. – P. 11-22. (Входить до наукометричних баз, DOAJ, Scilit, EBSCOhost, CABI, Ulrich's Periodicals Directory, ROAD, DORA, Dimensions, ResearchBib, WorldCat, Бібліометрика української науки, BASE, Google Scholar, CrossRef, URAN). *Особистий внесок здобувача: проведення експериментальних досліджень, визначення кінетичних закономірностей змінни температурного поля в зоні зрошення.*

Статті у інших виданнях:

9. Корнієнко Я. М. Оцінка ефективності роботи механічного диспергатора/ Манастирний М. М., Корнієнко Я. М., **Любека А. М.** // Науковий журнал “Молодий вчений”. – 2017 р. – №11 (51). – С. 6-9. *Особистий внесок здобувача: проведення експериментальних досліджень, узагальнення одержаних результатів.*

10. Корнієнко Я. М. Математична модель руху рідини по поверхні механічного диспергатора/ Манастирний М.М., Корнієнко Я. М., **Любека А. М.**, Сачок Р. В., Мартинюк О. В. // Науковий журнал “Молодий вчений”, №4 (56), - 2018 р., С. 8-12. *Особистий внесок здобувача: проведення експериментальних досліджень, узагальнення одержаних результатів.*

11. Корнієнко Я. М. Математичне моделювання температурного поля в апараті з псевдозрідженим шаром / Я. М. Корнієнко, **А. М. Любека**, В. С. Денисенко // Вісник національного технічного університету України «Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського». Серія «Хімічна інженерія, екологія та ресурсозбереження». – 2018 р. – №1(17). – С. 32-39. 2018. № 1(17) *Особистий внесок здобувача: проведення експериментальних досліджень, узагальнення одержаних результатів.*

Патенти на корисну модель:

12. Патент № 100309 Україна МПК (2015.01) C05G 1/00. Спосіб виготовлення гранульованого органо-мінерального добрива / **Любека А. М.**, Корнієнко Я. М., Гайдай С. С., Мартинюк О.В.; Заявл. 12.12.2014; Опубл. 27.07.2015, Бюл. № 14/2015. *Особистий внесок здобувача: обґрунтування способу виготовлення гранульованого органо-мінерального добрива.*

13. Патент № 106422 Україна МПК (2006.01) B01J 8/44. Апарат псевдозрідженого шару / Куріньовський О. В., Корнієнко Я. М., Гайдай С. С., **Любека А. М.**, Мартинюк О. В.; Заявл. 29.10.2015; Опубл. 25.04.2016, Бюл. № 8/2016. *Особистий внесок здобувача: обґрунтування конструктивного положення механічного диспергатора в псевдозрідженому шарі.*

14. Патент № 120841 Україна МПК (2017.01) C05G 3/00. Спосіб виготовлення гранульованого органо-мінерального гумінового добрива / Корнієнко Я. М., Гайдай С. С., **Любека А. М.**, Мартинюк О. В.; Заявл. 10.04.2017; Опубл. 27.11.2017, Бюл. № 22/2017. *Особистий внесок здобувача: дослідження способу введення рідкої фази при грануляції органо-мінерального добрива.*

15. Патент № 122623 Україна МПК (2006.01) B01J 8/18. Механічний диспергатор із зовнішніми кільцями / **Любека А. М.**, Корнієнко Я. М., Манастирний М. М., Гайдай С. С., Мартинюк О. В.; Заявл. 10.04.2017; Опубл. 25.01.2018, Бюл. № 2/2018. *Особистий внесок здобувача: обґрунтування конструктивних особливостей та геометричних параметрів диспергатора з зовнішніми кільцями, розробка методики експериментальних досліджень роботи механічного диспергатора.*

16. Патент № 122624 Україна МПК (2006.01) B01J 8/44. Механічний диспергатор / Манастирний М. М., **Любека А. М.**, Корнієнко Я. М.,

Любека А. М., Гайдай С. С., Мартинюк О. В.; Заявл. 10.04.2017; Опубл. 25.01.2018, Бюл. № 2/2018. *Особистий внесок здобувача: обґрунтування конструктивних особливостей та геометричних параметрів механічного диспергатора, організація експериментальних досліджень, .*

17. Патент № 123947 Україна МПК (2006.01) B05B 3/00. Двоконусний механічний диспергатор із зовнішніми кільцями / Монастирний М. М., **Любека А. М.**, Корнієнко Я. М., Гайдай С. С., Мартинюк О. В.; Заявл. 30.10.2017; Опубл. 12.03.2018, Бюл. № 5/2018. *Особистий внесок здобувача: обґрунтування конструктивних особливостей та геометричних параметрів двоконусного механічного диспергатора, проведення експериментальних досліджень*

18. Патент № 120841 Україна МПК (2006.01) C05G 3/00. Механічний диспергатор / Монастирний М. М., **Любека А. М.**, Корнієнко Я. М., Гайдай С. С., Мартинюк О. В.; Заявл. 10.04.2017; Опубл. 27.11.2017, Бюл. № 22/2017. *Особистий внесок здобувача: обґрунтування конструктивних особливостей та геометричних параметрів механічного диспергатора, проведення експериментальних досліджень участь у експериментальних дослідженнях*

Тези доповідей у збірках матеріалів конференцій:

19. Корнієнко Я. М. Процес гранулоутворення гуміново-органомінеральних добрив / **А. М. Любека**, Я. М. Корнієнко, С. С. Гайдай, Р. В. Сачок // Ресурсоенергозберігаючі технології та обладнання: VIII міжнародна науково-практична конференція студентів, аспірантів і молодих вчених, 19-20 квітня 2015 р: збірник тез доповідей. – Київ. – 2015. – С. 12-14. *Особистий внесок здобувача: проведення експериментальних досліджень, обробка та узагальнення результатів.*

20. Корнієнко Я. М. Закономірності утворення органомінерально-гумінових добрив / О. В. Куріньовський, Я. М. Корнієнко, Р. В. Сачок, С. С. Гайдай, О. В. Мартинюк, **А. М. Любека** // Ресурсоенергозберігаючі технології та обладнання: VIII міжнародна науково-практична конференція студентів, аспірантів і молодих вчених, 19-20 квітня 2015 р: збірник тез доповідей. – Київ. – 2015. – С. 29-31. *Особистий внесок здобувача: проведення експериментальних досліджень, обробка та узагальнення одержаних результатів встановлення закономірностей процесу.*

21. Корнієнко Я. М. Кінетика процесу створення органомінерально-гумінових добрив / Я. М. Корнієнко, Р. В. Сачок, С. С. Гайдай, О. В. Мартинюк, О. В. Куріньовський, **А. М. Любека** // Інноваційні енерготехнології:

V міжнародна науково-практична конференція, 2015 р: збірник тез доповідей. – Одеса. – 2015. – С. 48-51. *Особистий внесок здобувача: проведення експериментальних досліджень, обробка та узагальнення результатів, визначення закономірностей процесу.*

22. Корнієнко Я. М. Закономірності утворення органо-мінерально-гумінових добрив / О. В. Куріньовський, Я. М. Корнієнко, Р. В. Сачок, С. С. Гайдай, **А. М. Любека**, О. В. Мартинюк // Ресурсоенергозберігаючі технології та обладнання: IX міжнародна науково-практична конференція студентів, аспірантів і молодих вчених, 24-26 листопада 2015 р: збірник тез доповідей. – Київ. – 2015. – С. 5-8. *Особистий внесок здобувача: проведення експериментальних досліджень.*

23. Корнієнко Я. М. Апроксимація функції масового розподілу гранул за розмірами при грануляції рідких систем у псевдозрідженому шарі / О. В. Куріньовський, Я. М. Корнієнко, Р. В. Сачок, С. С. Гайдай, **А. М. Любека**, О. В. Мартинюк // Ресурсоенергозберігаючі технології та обладнання: IX міжнародна науково-практична конференція студентів, аспірантів і молодих вчених, 18-19 квітня 2016 р: збірник тез доповідей. – Київ. – 2016. – С. 6-9. *Особистий внесок здобувача: проведення експериментальних досліджень, узагальнення одержаних результатів.*

24. Корнієнко Я. М. Диспергування рідких гетерогенних систем в псевдозрідженому шарі / Корнієнко Я. М., Манастирний М. М., **Любека А. М.** // Ресурсоенергозберігаючі технології та обладнання: XI міжнародна науково-практична конференція студентів, аспірантів і молодих вчених, 6-7 грудня 2016 р: збірник тез доповідей. – Київ. – 2016. – С. 5-6. *Особистий внесок здобувача: проведення експериментальних досліджень, узагальнення одержаних результатів.*

25. Корнієнко Я. М. Розподілення гетерогенних систем в псевдозрідженому шарі/ Манастирний М. М., Корнієнко Я. М., **Любека А. М.** // Ресурсоенергозберігаючі технології та обладнання: XI міжнародна науково-практична конференція студентів, аспірантів і молодих вчених, 06-07 грудня 2016 р: збірник тез доповідей. – Київ. – 2016. – С. 13-14. *Особистий внесок здобувача: проведення експериментальних досліджень, узагальнення одержаних результатів.*

26. Корнієнко Я. М. Механічний диспергатор для введення гетерогенних систем/ Манастирний М. М., Корнієнко Я. М., **Любека А. М.** // XII міжнародна науково-практична конференція студентів, аспірантів і молодих вчених, 26-27 квітня 2017 р: збірник тез доповідей. – Київ. – 2017. – С. 9-10. *Особистий внесок здобувача: проведення експериментальних досліджень, узагальнення одержаних результатів.*

27. Корнієнко Я. М. Визначення щільності розподілення механічного диспергатора / Манастирний М. М., Корнієнко Я. М., **Любека А. М.** // XIII міжнародна науково-практична конференція студентів, аспірантів і молодих вчених, 29-30 листопада 2017 р: збірник тез доповідей. – Київ. – 2017. – С. 6-7. *Особистий внесок здобувача: проведення експериментальних досліджень, узагальнення одержаних результатів.*

28. Корнієнко Я. М. Особливості роботи механічного диспергатора при грануляції у псевдозрідженому шарі / Корнієнко Я. М., **Любека А. М.** // XIV міжнародна науково-практична конференція студентів, аспірантів і молодих вчених, 23-25 квітня 2018 р: збірник тез доповідей. – Київ. – 2018. – С. 6-7. *Особистий внесок здобувача: проведення експериментальних досліджень, узагальнення одержаних результатів.*

29. Корнієнко Я. М. Процес гранулювання в псевдозрідженому шарі гуміно-мінеральних добрив з додаванням кістяного борошна / Корнієнко Я. М., **Любека А. М.** // Сучасний рух науки: тези доп. IX міжнародної науково-практичної інтернет-конференції 2-3 грудня 2019 р: збірник тез доповідей. – Дніпро. – 2019. – С. 105-108 *Особистий внесок здобувача: підтвердження положень фізичної та математичної моделей щодо введення рідкої фази при грануляції гуміно мінеральних добрив.*

ЗМІСТ

ЗМІСТ	16
ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ ТА СКОРОЧЕНЬ.....	19
ВСТУП.....	22
РОЗДІЛ 1. СТАН ПИТАННЯ ТА ЗАДАЧІ ДОСЛІДЖЕННЯ.....	24
1.1 Роль України у протидії світовій продовольчій кризі.....	24
1.2 Роль гуміново-мінеральних добрив у збереженні родючості ґрунтів	25
1.3 Грануляція у апаратах із псевдозрідженим шаром.....	29
1.4 Ротаційні розпилювачі.....	36
1.5 Моделювання течії рідини в ротаційних розпилювачах.....	39
1.6 Математичне моделювання процесу грануляції в псевдозрідженому шарі .	42
Висновки до розділу 1	49
РОЗДІЛ 2. ОБ’ЄКТ ТА ПРЕДМЕТ ДОСЛІДЖЕННЯ.....	51
2.1 Фізична модель процесу грануляції при застосуванні ротаційного диспергатора	51
2.2 Математична модель теплообміну в псевдозрідженому шарі при грануляції рідких систем	55
2.3 Моделювання руху рідини в ротаційному диспергаторі	62
2.4 Фізична модель роботи ротаційного диспергатора у псевдозрідженому шарі	66
2.5 Методика проведення комплексних експериментальних досліджень	69
2.5.1 Дослідження роботи ротаційного чашового диспергатора з перфорованою бічною поверхнею	69
2.5.2 Визначення параметрів розподілення маси рідини по довжині робочої зони диспергування.....	71

	17
2.6 Визначення кінетичних характеристик процесу утворення багатошарових гуміново-мінеральних твердих композитів	73
2.7 Опис пілотної установки	76
Висновки до розділу 2	79
РОЗДІЛ 3. ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ РОТАЦІЙНИХ ДИСПЕРГАТОРІВ	80
3.1 Дослідження роботи ротаційних чашових диспергаторів	80
3.1.1 Визначення параметрів розпилення диспергатора типу 1	80
3.1.2 Визначення параметрів розпилення диспергатора типу 2	91
Визначення параметрів розпилення диспергатора типу 3	98
Висновки до розділу 3	105
РОЗДІЛ 4. ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ ТЕПЛООБМІНУ	107
4.1 Верифікація математичної моделі теплообміну при застосуванні ротаційного диспергатора	107
4.1.1 Кінетичні характеристики процесу грануляції	107
4.1.2 Перевірка адекватності математичної моделі	114
4.2 Визначення температурного поля в зоні зрошення	119
4.3 Процес грануляції багатокомпонентних гетерогенних рідких систем	125
Висновки по розділу 4	134
РОЗДІЛ 5. ОБҐРУНТУВАННЯ ТА ПРАКТИЧНЕ ВПРОВАДЖЕННЯ РЕЗУЛЬТАТІВ ДОСЛІДЖЕНЬ	136
5.1 Опис технологічного процесу	136
5.2 Конструктивно-технологічна концепція промислового гранулятора	138
Висновки до розділу 5	143
ВИСНОВКИ	144

	18
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ	146
ДОДАТОК А. Розрахунок похибок вимірювань	160
ДОДАТОК Б. Результати експериментальних досліджень роботи чашових ротаційних диспергаторів тип 1,2,3.....	172
ДОДАТОК В. Програма розв'язку математичної моделі	182
ДОДАТОК Г. Результати експериментальних досліджень кінетики процесу грануляції азотно-гумінових добрив у грануляторі із псевдозрідженим шаром при верифікації математичної і фізичної моделі	189
ДОДАТОК І. Експериментальне дослідження температурного поля в псевдозрідженому шарі під час грануляції азотно-гумінових добрив з використанням ротайного механічного диспергатора тип 1	194
ДОДАТОК Д. Результати експериментальних досліджень кінетики процесу грануляції гуміново-фосфорно-кальцієво-азотно-калійно-сірковмісних добрив у грануляторі із псевдозрідженим шаром при зневодненні висококонцентрованих багатокомпонентних рідких систем	196
ДОДАТОК Е. Методика розрахунку промислового гранулятора	201
ДОДАТОК Є. Алгоритм та програма розрахунку промислового гранулятора	215
ДОДАТОК Ж. Акти впровадження результатів досліджень.....	224

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ ТА СКОРОЧЕНЬ

Умовні позначення:

- a_f – навантаження поверхні шару за вологою, $\text{кг}_{\text{вол}}/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$;
 $C_{\text{г}}$ – теплоємність газу, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$;
 $C_{\text{р}}$ – теплоємність робочого розчину, що подається до апарату, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{град}}$;
 $G_{\text{р}}$ – масові витрати рідкої фази, кг/год
 $D_{\text{е}}$ – еквівалентний діаметр часток в шарі, мм ;
 $d_{\text{отв}}$ – діаметр отворів в ротаційному диспергаторі, мм ;
 $f_{\text{г}}$ – коефіцієнт тертя для газової фази;
 y – масова частина i – тої фракції;
 $x_{\text{р}}$ – масова частка сухих речовин в розчині, що подається до гранулятора, % (масс) ;
 q – питома теплота кристалізації, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$;
 r – питома теплота пароутворення, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$;
 α – коефіцієнт тепловіддачі від газу до поверхні гранул, $\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$;
 a – коефіцієнт температуропровідності, $\frac{\text{м}^2}{\text{с}}$;
 $f_{\text{ш}}$ – загальна поверхня часток у шарі, м^2 ;
 H_0 – висота нерухомого шару, м ;
 $H_{\text{ш}}$ – поточне значення висоти шару, м ;
 $H_{\text{д}}$ – висота розміщення диспергатора, м ;
 K_{w} – число псевдозрідження;
 $M_{\text{гр.}}$ – маса гранульованого продукту, кг ;
 $M_{\text{ш}}$ – маса шару, кг ;
 N – потужність, кВт ;
 $\Delta P_{\text{ГРП}}$ – гідравлічний опір газорозподільного пристрою, Па ;
 $\Delta P_{\text{ш}}$ – гідравлічний опір псевдозрідженого шару, Па ;

- ΔP_d – перепад тиску на камерній діафрагмі, Па;
 F – питома поверхня гранул в шарі на заданій висоті, $\text{м}^2/\text{м}^3$;
 $T_{\text{вх}}$ – температура теплоносія на вході в апарат, $^{\circ}\text{C}$;
 $T_{\text{ш}}$ – температура в шарі матеріалу, $^{\circ}\text{C}$;
 V – об’ємні витрати повітря, $\text{м}^3/\text{год}$;
 W – масові витрати вологи, $\text{кг}/\text{год}$;
 w_T – швидкість руху твердих частинок, $\frac{\text{м}}{\text{с}}$;
 w_G – швидкість газу в апараті, $\frac{\text{м}}{\text{с}}$;
 $V_{\text{л}(\text{min})}$ – лінійна швидкість обертання ротаційного диспергатора на меншій крайці $\frac{\text{м}}{\text{с}}$;
 $V_{\text{л}(\text{max})}$ – лінійна швидкість обертання ротаційного диспергатора на більшій крайці $\frac{\text{м}}{\text{с}}$;

Грецькі символи:

- α – коефіцієнт тепловіддачі від газу до поверхні гранул, $\frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}}$;
 μ – коефіцієнт динамічної в’язкості, $\text{Па} \cdot \text{с}$;
 ω – кутова швидкість обертання ротаційного диспергатора, $\text{рад}/\text{с}$;
 ν – коефіцієнт кінематичної в’язкості, $\text{м}^2/\text{с}$;
 ρ_i – густина i -тої фази, $\text{кг}/\text{м}^3$;
 δ_f – товщина плівки рідкої фази на внутрішній поверхні диспергатора, мкм ;
 ϕ – коефіцієнт перфорації зон чашового ротаційного диспергатора;
 ξ – коефіцієнт гідравлічного опору;
 ε_0 – порозність нерухомого шару;
 ε_T – об’ємна частка газу;
 ε_s – об’ємна частка твердого матеріалу;
 τ – час, с ;
 ε_i – порозність шару в гідродинамічних зонах (частка газу)
 ψ – коефіцієнт грануляції, %.

λ_{Γ} – теплопровідність газу, $\frac{\text{Вт}}{\text{кг}\cdot\text{К}}$;

Умовні скорочення:

АПК – агропромисловий комплекс;

К.Б. – кістяне борошно;

Г. – гумат;

ГРП – газорозподільний пристрій;

З.В. – зона висхідного руху;

З.З. – зона зрошення;

З.І. – зона інтенсивного теплообміну;

З.Р. – зона низхідного потоку (релаксації);

ПК – персональний комп'ютер;

CFB – Circulating Fluidized Bed;

CFD – Computational Fluid Dynamics;

DEM – модель «Discrete Element Method»;

MP-PIC – модель «Multiphase Particle-in-Cell».

ВСТУП

Протидія світової продовольчої кризи в сучасних умовах можливо шляхом вирішення надзвичайно важливої стратегічної проблеми – забезпечення населення якісними продуктами харчування.

Від базових споживчих характеристик продуктів харчування залежить колективний імунітет населення і відповідно стійкість до негативного впливу цілої групи вірусів різного походження.

Якість сільськогосподарської продукції визначається агро – кліматичними та екологічними умовами регіону в якому вони вирощуються. Це підтверджується положеннями «Сталого розвитку» і формує жорстку необхідність дотримання гармонічного розвитку суспільства з мінімальним негативним впливом на екологію довкілля.

Для України це черговий виклик, яка входить до групи країн виробництва якісної сільськогосподарської продукції. За останні роки частина валютних надходжень від продажу сільськогосподарської продукції досягла 35%.

В той же час розораність сільськогосподарських угідь в Україні є найбільшою в світі і становить близько 80%. Тому проблема збереження родючості ґрунтів є надзвичайно актуальною.

Основною проблемою втрати родючості є винесення з урожаєм до 400 кг/гектар гумусу.

Досвід країн ЄС, щодо збільшення до 400 кг на 1 гектар речовини бажаних результатів не дала. Враховуючи те, що більшість мінеральних добрив є фізіологічно кислими і негативно впливають на біохімічні процеси в ґрунті.

Окрім того в останні десятиліття в Україні спостерігається значний дефіцит калійних та фосфорних добрив.

Разом з тим в Україні є великі поклади торфу та бурого вугілля з якого можна екстрагувати гумінові речовини – стимулятори росту. Відходи хімічної промисловості, розчини сульфату амонія, містять азот та сірку. Разом з цим на підприємствах харчової промисловості утворюються значні кількості P_2O_5 та

СаО. Ці поживні речовини органічного походження мають найвищий коефіцієнт засвоєння рослинами, а наявність СаО суттєво знижує їх кислотність. Отже повернення цих речовин до біохімічного природнього циклу сприятиме впровадженню принципів органічного землеробства.

Для протидії негативних факторів техногенного та антропогенного походження доцільно створити нові гранульовані гуміново-органомінеральні добрива у яких вміст гумінових речовин поживних компонентів органічного та мінерального походження визначався агро-екологічними умовами регіону їх застосування.

Дослідження процесу грануляції при зневодненні багато компонентних рідких систем з метою підвищення їх ефективності наведено в дисертаційній роботі.

РОЗДІЛ 1. СТАН ПИТАННЯ ТА ЗАДАЧІ ДОСЛІДЖЕННЯ

1.1 Роль України у протидії світовій продовольчій кризі

За прогнозами [1,2] до 2050 року населення планети збільшиться до 10 млрд. осіб при одночасному зменшенні сільськогосподарських угідь внаслідок глобальної урбанізації, що призведе до загострення світової продовольчої кризи. Україна традиційно входить до групи країн, які є найбільшими постачальниками сільськогосподарської продукції. В період з 2010 по 2018 рік Україна збільшила експорт зернових в 4 рази [3-4]. Окрім цього в 2019 році Україна вийшла на перше місце у світі по виробництву соняшникової олії.

Все це призвело до погіршення якісного стану земельного фонду які спричиняють істотні проблеми екологічного та соціально економічного характеру вирішенням яких можливо без впровадження принципів раціонального землекористування [5].

Останні дослідженнями Інституту охорони ґрунтів України [6] показують суттєве зменшення площі ґрунтів із високим і дуже високим вмістом гумусу. Такі процеси охопили 22% території. Стрімка втрата гумусу відбувається внаслідок нерівномірного внесення добрив і перевагою темпів мінералізації органічних речовин над їх гуміфікацією. Відновлення родючості ґрунтів можливе за рахунок щорічного внесення 8-10 тон гною на гектар посівної площі, що в сьогоденнішніх умовах є нереальним. [7]

За розрахунками «Інституту землеробства НААН» [8] щорічний винос гумусу із сільськогосподарською продукцією становить 500-700 кг/га. Динаміка зміни вмісту гумусу за останні 109 років наведено на рисунку 1.1.

Практика показала, що збільшення внесення міндобрив призводить до пептизації гумусу, а в результаті до зменшення його вмісту у ґрунті. [9,10]

Автори [11] вважають, що для впровадження принципів сталого розвитку в Україні при землекористуванні необхідно забезпечити застосування ґрунтоохоронних агротехнологій, зменшення хімічного та механічного

навантаження на ґрунти, запровадження заходів із відновлення якісного стану деградованих та малопродуктивних земель [12].

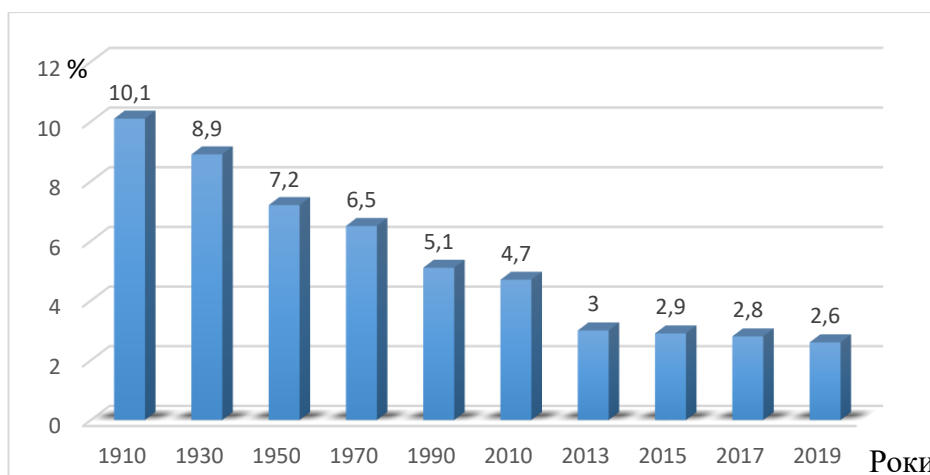


Рисунок 1.1 – Динаміка зменшення вмісту гумусу в ґрунтах України [9]

До важливих факторів у вирішенні цієї проблеми відносяться і органо-мінеральні, гуміново-мінеральні та гуміново-органомінеральні добрива.

1.2 Роль гуміново-мінеральних добрив у збереженні родючості ґрунтів

До найбільш важливих функцій гумінових речовин відносяться [13, 14]:

1. Акумулятивна – здатність накопичувати довгострокові запаси всіх елементів живлення, вуглеводів та амінокислот у різних середовищах;
2. Транспортна – утворення комплексних органо-мінеральних сполук із металами та мікроелементами, які активно мігрують до рослин;
3. Регуляторна – гумінові речовини формують зафарбування ґрунтів та регулюють мінеральне живлення, катіонний обмін, буферність та окисно-відновні процеси у ґрунті;
4. Протекторна – шляхом сорбції токсичних речовин та радіонуклідів гумінові речовини запобігають їх надходженню до рослин.

Зазвичай гумінові речовини застосовують у вигляді рідких систем гуматів натрію або калію в вигляді колоїдних розчинників. Дослідженнями проведеними в системі УААН (Інститут землеробства) показав, що ефективну

дію гуматів визначається агрохімічними властивостями ґрунтів. Тому в останній час проводиться багато досліджень для гумінових похідних із заданими властивостями.

Авторами [15, 16, 17] запропоновані шляхи для отримання гумінових похідних із заданими властивостями. Щоб збільшити розчинність комплексів з металами у воді авторами [18] проведено сульфонування гумінових речовин, але для мікродобрив з гуміновими кислотами, розчинність комплексів гумінових речовин з металами нижче, ніж у синтетичних аналогів [18].

В роботах [18] пропонується для підвищення відновних властивостей які показують можливість гумінових речовин нейтралізовувати окиснені актиніди. У гумінових речовинах, одержаних із окисленого вугілля, найбільший вміст має ароматичний вуглець (понад 60%) з відсутністю вуглеводних елементів до яких долучено різні хіноїні фрагменти за рахунок фенолформальдегідної конденсації і отримано високоактивні гумінові редокс-полімери. Встановлено кращу відновлювальну здатність радіонуклідів, при цьому проведена реакція без використання токсичного формальдегіду. Такий метод дозволяє залучити хіноїдний фрагмент в гумінових речовинах «за вибором» – достатньо одного незаміщеного розміщення в фенольному фрагменті гумінового каркаса. Вдалося одержати комплекс збагачених гумінових похідних з різними електрохімічними властивостями [18].

Наступний етап – одержання гумінових похідних з більшою сорбційною здатністю на мінеральних матрицях [18], рисунок 1.2. Після внесення детоксиканта в ґрунт відбувається адсорбція металу. Для запобігання подальшого руху необхідно забезпечити умови при яких гумінові речовини фіксуються на мінеральних поверхнях (пісок, бентоніт)

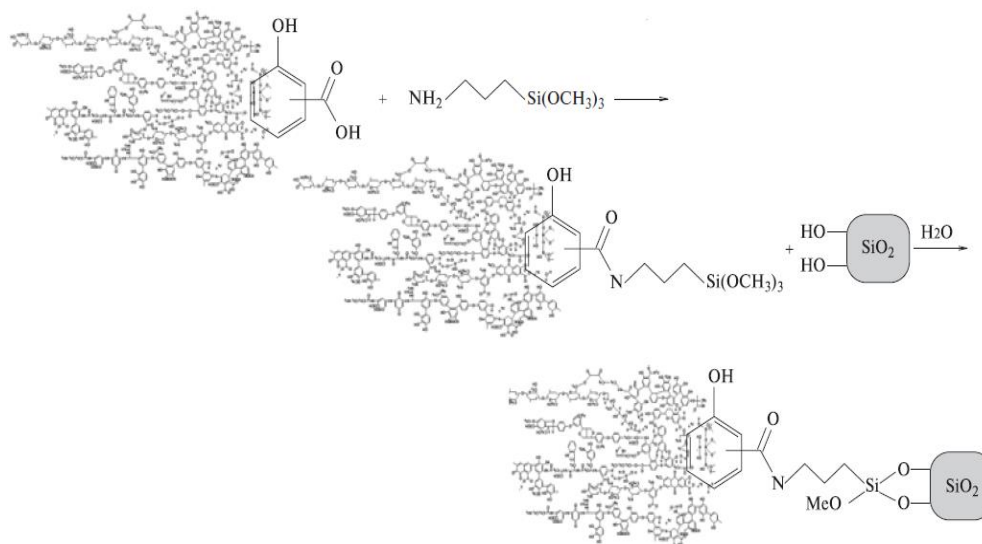


Рисунок 1.2 – Отримання кремнієвмісних гумінових похідних і їх приєднання до мінеральної матриці. [18]

Враховуючи, що кремнезем – це, основна складова природних мінералів то найкращий спосіб – створити зв'язок Si–O–Si між гуміною речовиною і мінеральною матрицею, це дозволить одержати порошок з поверхнево-активними групами, які після розчинення будуть фіксуватися на мінеральній поверхні. Замінивши силанольну групу на алкосиланольну авторами [18] вдалося вирішити дану проблему. Отримана речовина буде гідролізуватися і звільняти гумінові компоненти з силанольними групами. В результаті одержані гумінові похідні рисунок 1.2, які закріпилися на силікагелі із водяного розчину. Керувати властивостями гумінової плівки можливо змінюючи степінь модифікації гумінових речовин. Таким чином додаючи до традиційного складу органо-мінеральних добрив бентоніти або пісок можна регулювати активність гумінових речовин.

Ведення гумінових речовин до складу органо-мінеральних добрив дозволяє повернути гумінові речовини до ґрунту, що відображає базовий принцип сталого розвитку в господарській діяльності мінімізує негативний вплив на довкілля.

Авторами [19-28] в продовж тривалого періоду досліджень встановлено, що виготовлені гуміново-мінеральні добрива на основі сульфату амонію з

вмістом гумінових речовин $1,5 \div 2,5$ % сприятимуть підвищенню врожайності сільськогосподарських підприємств на $30 \div 40\%$ при одночасному зменшенню в $1,5 \div 2$ рази важких металів та радіонуклідів без негативної транслокаційної дії на ґрунти.

Відомі способи виробництва органо-мінеральних добрив [29-32] з відходів тваринних і пташиних господарств, із сапропелю, шляхом зневоднення аеробного мулу та інше, але вони містять значну кількість патогенної мікрофлори.

Тому до комплексу заходів щодо збереження вмісту гумусу в ґрунті є внесення гуміново-мінеральних добрив які прискорюють біохімічні процеси утворення гумусу з органічних речовин у робочому шарі ґрунтів.

В сучасних умовах дуже багато гумінових компонентів в рідкому стані, проте їх застосування пов'язане із використанням складних технологічних комплексів, а ефективність їх впливу має короткий термін дії і суттєво залежить від метеоумов регіону застосування.

Як показали агродослідження [33] для забезпечення нормального режиму живлення рослини гуміново мінеральні добрива повинні мати пролонговану дію та вироблятися у вигляді сфероподібних гранул з рівномірним розподіленням компонентів по всьому об'єму.

До основних вимог які сприятимуть впровадженню принципів сталого розвитку при землекористуванні є створення технологій виробництва гуміново-мінеральних добрив, що містять поживні мінеральні речовини розкислюючі домішки вміст яких повинен визначатися агро-екологічними та кліматичними умовами їх застосування.

Враховуючи те, що через об'єктивні причини в Україні впродовж останніх десятиліть практично відсутні фосфоро та калійно вмісні речовини тоді при виробництві нового покоління гуміново-мінеральних добрив в якості заміни таких компонентів слід використовувати відходи харчової промисловості. Зокрема, кістяне борошно містить значну кількість фосфору (12 - 16%), кальцію (28 - 32%). Разом з тим на виробництвах капролактаму

утворюються значні кількості розчинів сульфату амонію, в якому міститься до 21% азоту.

Таким чином утилізація цих відходів хімічної та харчової промисловості дозволить зменшити екологічний тиск на довкілля та одержати гуміново-мінеральні гранульовані добрива, нового покоління .

Найбільш енергоефективною технологією одержання гуміново-мінеральних добрив із заданими властивостями є зневоднення та грануляція у псевдозрідженому шарі.

1.3 Грануляція у апаратах із псевдозрідженим шаром

Технічна ідея процесу грануляції у псевдозрідженому шарі сформована в роботах [26-50]

В роботі [34] на рисунку 1.3 наведено як впливає режими псевдозрідження на механізм процесу грануляції.

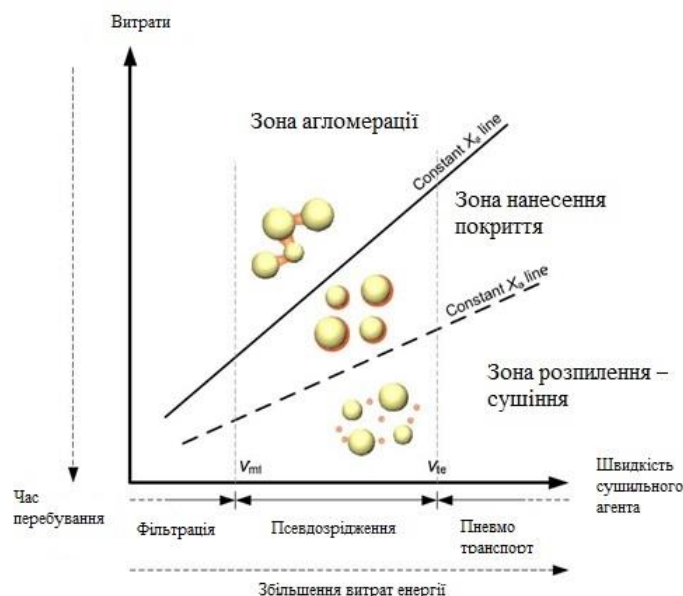


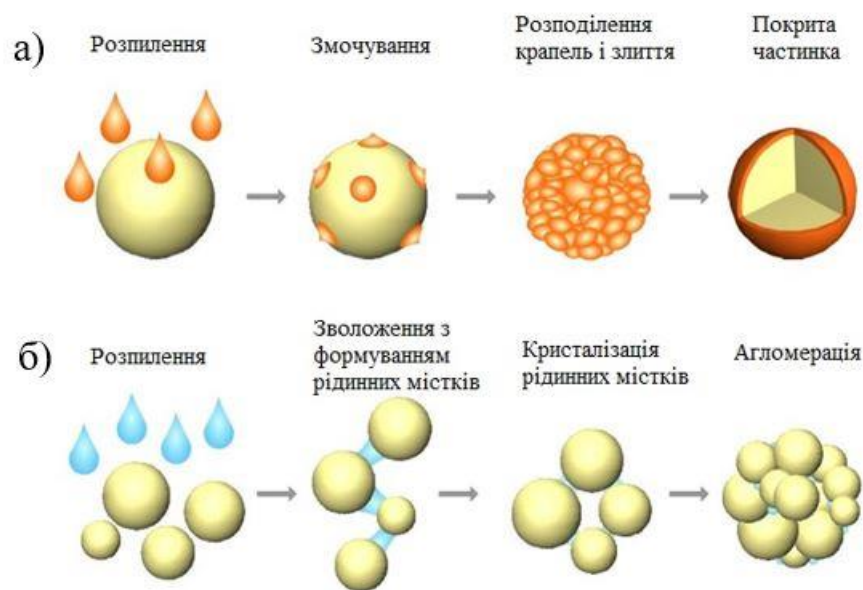
Рисунок 1.3 – Схематичне зображення кінетики процесу грануляції [38].

Так, для шарового механізму (spray zone) розміри крапель повинні бути мінімальними для полідисперсного класу $1,5 \leq D_e \leq 3,5$ мм. При цьому для зменшення ризику перезволоження витрати рідкої фази є мінімальними. Для збільшення рушійної сили по масообміну автор [34,35,36] пропонує збільшити

робочу швидкість теплоносія в апараті яка в $2,5 \div 3,5$ рази перевищує критичну швидкість початку псевдозрідження.

Для реалізації процесу плівкового покриття $2,5 \leq D_e \leq 4,5$ мм співвідношення $\frac{w_p}{w_{кр}} \leq 2,5$, а інтенсивність розподілення буде більшою, що пов'язане із значним збільшенням номіналу критичної швидкості в порівнянні з попередніми. А у випадку агломерації (agglomeration zone) рисунок 1.4 час процесу збільшується і продуктивність також зростає.

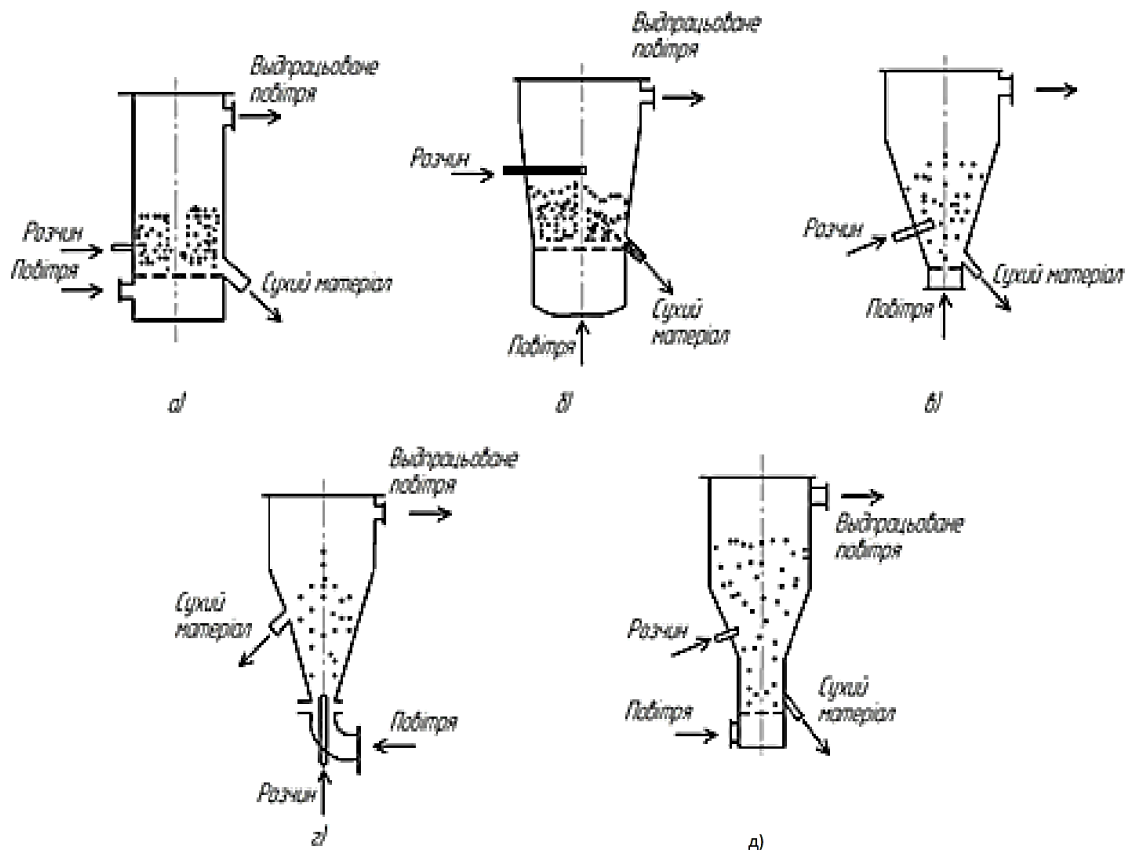
Обидва механізми грануляції, рисунок 1.4, характеризуються способом подачі рідкої фази в апарат та гідродинамічним режимом псевдозрідженого шару [39-44]. Як показали розрахунки, для забезпечення пошарового механізму грануляції діаметр крапель рідкої фази не повинен перевищувати 300 мкм. На підставі цього встановлено, що основною умовою для пошарової грануляції є наявність диспергуючого пристрою який розподіляє гетерогенну рідку фазу всередині псевдозрідженого шару.



а – пошарова структура; б – агломерація

Рисунок 1.4 – Механізми грануляції в псевдозрідженому шарі [40]

Базові конструкції грануляторів і псевдозрідженням наведені на рисунку 1.5 Реалізація заданого механізму грануляції визначається способом введення та гідродинамічним режимом псевдозрідження.

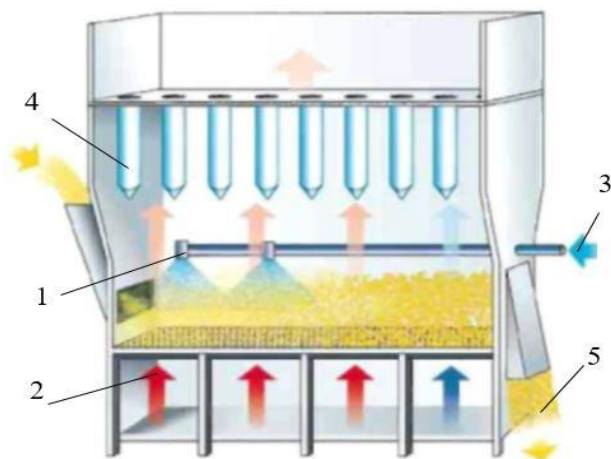


а) – апарат ПШ із введенням розчину збоку в шар; б) – апарат ПШ із введенням розчину зверху над шаром; в) – апарат з фонтануючим шаром і введенням розчину збоку; г) - апарат з фонтануючим шаром і введенням розчину знизу; д) – апарат ПШ з внутрішнім сепаратором

Рисунок 1.5 – Основні типи грануляторів із псевдозрідженим шаром для зневоднення та грануляції рідких систем [45]

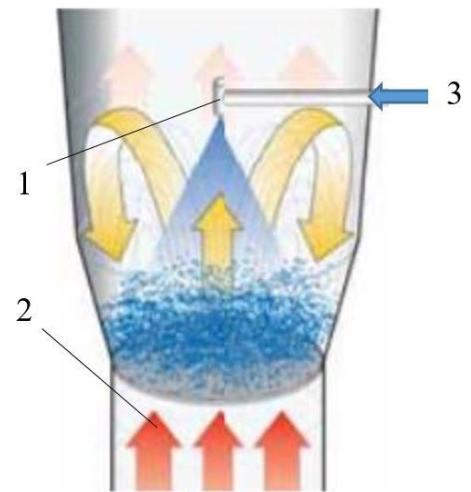
В технології «Spray granulation» існують два способи введення рідкої фази над шаром і безпосередньо в шарі. Зокрема в апаратах фірми Glatt запропоновано розміщення механічних форсунок над шаром, для грануляції рисунок 1.6, 1.7.

Введення рідкої фази через форсунки придатне тільки для гомогенних низько концентрованих рідких систем і передбачає встановлення багатьох форсунок для запобігання локального перезволоження. При цьому в основному реалізується агломераційний механізм грануляції. Для розпилення висококонцентрованих гетерогенних рідких систем із суспендованими твердими частинками цей спосіб є неприйнятним.



1 – форсунка, 2 – подача нагрітого теплоносія, 3 – подача рідкої фази, 4 – рукавні фільтри, 5 – вивантаження готової продукції

Рисунок 1.6 – Гранулятор компанії Glatt типу GFG 750 [46]



1 – форсунка, 2 – подача нагрітого теплоносія, 3 – подача рідкої фази,

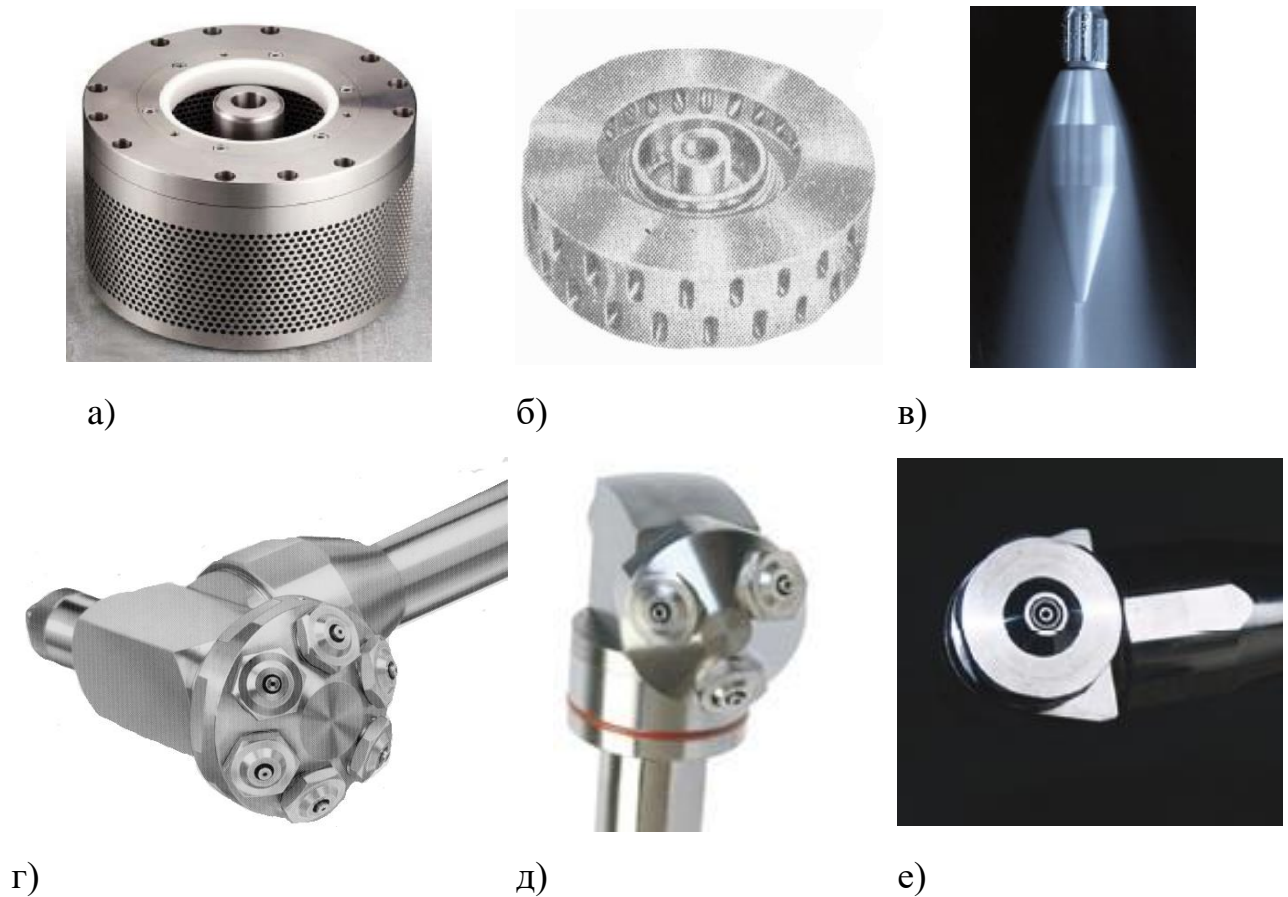
Рисунок 1.7 – Гранулятор компанії Glatt [47]

Для більш тонкого диспергування рідкої фази при розпиленні над шаром компанією GEA “Niro” [48] запропоновані барабанні розпилювачі та форсунки компаній Glatt [49], Vector [50], Vanguard [51] рисунок 1.8.

В той же час при застосуванні цього способу розпилення зернистий шар в апараті є відносно пасивним технологічним середовищем і у зоні зрошення суттєво змінюються його реологічні властивості, що негативно впливає на гідродинаміку і кінетику процесу грануляції в цілому. Окрім того у верхній частині псевдозрідженого шару суттєво зменшується рушійна сила по масообміну, що негативно впливає на процес видалення вологи.

В деякій мірі цей недолік усувається при нижньому розташуванні форсунки в апараті компанії Glatt типу ProCell, рисунок 1.9, але збільшується ризик утворення перезволожених застійних зон біля газорозподільного пристрою.

Для активізації дисперсного середовища в апаратах фірми Glatt [52-55] запропоновано методику Bottom – Spray (Wurst) технологія рисунок 1.10.



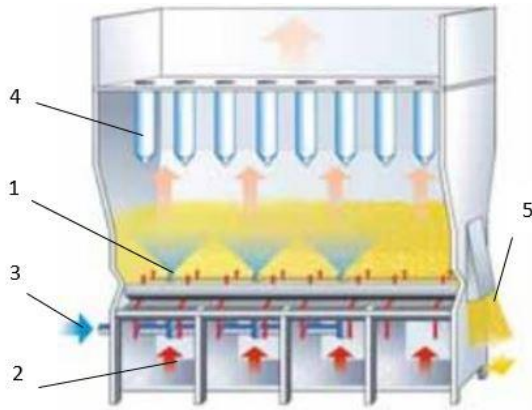
a, б, в, – барабанні, дискові розпилювачі та форсунки компанії GEA “Niro” [48]; *г* – форсунка компанії Glatt [49]; *д* – форсунка компанії Vector [50]; *е* – форсунка компанії Vanguard [51]

Рисунок 1.8 – Форсунки для введення рідкої фази в апарат псевдозрідженого шару світових лідерів

Розпилююча форсунка 4, рисунок 1.10 розташована над газорозподільчою решіткою 3, в середині циркуляційної труби 6, через яку, внаслідок інжекції, вводиться зернистий матеріал, що рухається в режимі пневмотранспорту вертикально вгору. Таким чином в апараті створюється вертикально направлена циркуляція зернистого матеріалу через циркуляційну трубу 6, що підвищує вірогідність реалізації пошарового механізму грануляції [55].

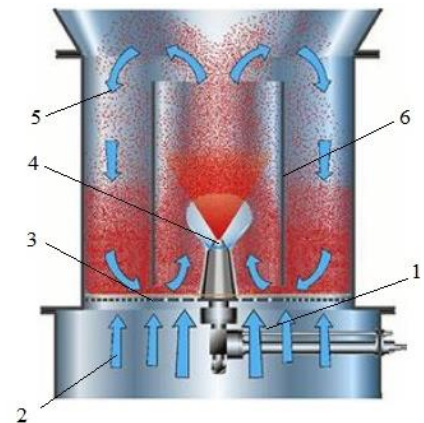
Для реалізації такої технології конструкція ГРП має більший коефіцієнт живого перетину в зоні циркуляційної труби 6, що забезпечити інтенсивний вертикальний рух зернистого матеріалу в режимі пневмотранспорту з

коефіцієнтом порозності $\varepsilon \geq 0,9$. Тобто в дисперсії, що рухається в трубі 6 об'ємна концентрація твердих частинок менше 20%.



1 – форсунка, 2 – подача нагрітого теплоносія, 3 – подача рідкої фази, 4 – рукавні фільтри, 5 – вивантаження готової продукції

Рисунок 1.9 – Гранулятор компанії *Glatt* типу ProCell [52]



1 – подача розчину, 2 – подача нагрітого теплоносія, 3 – газорозподільчий пристрій, 4 – форсунка, 5 – апарат, 6 – циркуляційна труба

Рисунок 1.10 – Процес грануляції за «Wurster» технологією [55].

Цей фактор суттєво обмежує продуктивність форсунки, що пов'язане із локальним перезволоженням та можливим налипанням рідини на внутрішню стінку труби 6. Для збільшення загальної продуктивності авторами [50] запропоновано встановлювати в апараті декілька локальних зон циркуляції

рисунк 1.11.



Рисунок 1.11 – Збільшення продуктивності апарату для процесу грануляції «Wurster» – технології [50]

«Wurster» – технологія має певні переваги в порівнянні з попередніми, проте залишаються всі недоліки, що і при застосуванні форсунок.

Авторами [56,57] рисунок 1.12 зменшення ризику утворення зон перезволоження запропонували вирішити шляхом тангенціального розпилення рідкої фази в шар та одночасним обертанням дискового ГРП щілинного типу. Такий апарат доцільніше використовувати в лабораторній технології і є складним для реалізації у промислових умовах.

Ще одним прикладом оригінального технічного рішення є застосування псевдозрідженого шару в полі відцентрових сил [58] рисунок 1.13. Автори [59] пропонують для зниження ризику перезволоження проводити обертання камери із зернистим матеріалом навколо порожнистої опори через яку розпилюється рідка фаза. Зріджуючий агент подається до камери гранулятора, що обертається через бічну перфоровану стінку. Автори розробки [60] вважають доцільним застосувати цей спосіб для нанесення покриття та агломерації.

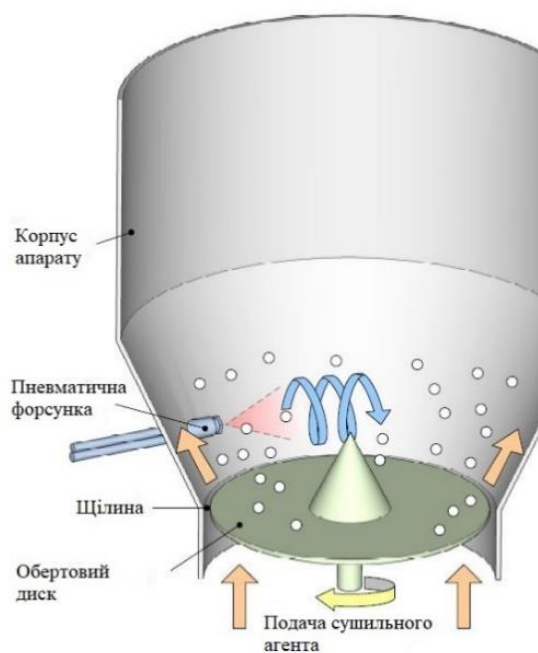


Рисунок 1.12 – Схема грануляції в псевдозрідженому шарі з тангенціальним розпиленням та обертним диском [57]

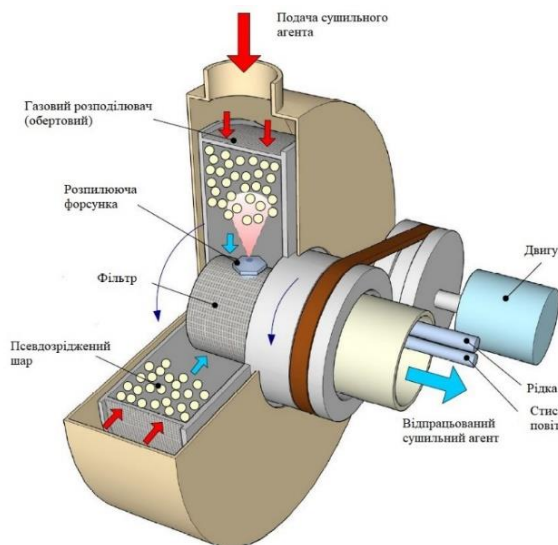


Рисунок 1.13 – Схема відцентрової грануляції в псевдозрідженому шарі [58]

Враховуючи те, що відпрацьований теплоносієм відводиться через фільтр встановлений всередині робочої камери гранулятора, цей апарат доцільно застосувати в лабораторній техніці, наприклад при виготовленні невеликої кількості медичних апаратів або харчовій промисловості. Для промислового використання цей апарат є не придатним.

Стає очевидним, що для забезпечення стійкої кінетики грануляції необхідно збільшити зону зрошення в апаратах з псевдозрідженим шаром.

Для розпилення гетерогенних систем при реалізації процесу грануляції з пошаровим механізмом доцільно застосовувати ротаційні розпилювачі (диспергатори)

1.4 Ротаційні розпилювачі

Ротаційні розпилювачі зазвичай використовуються в розпилювальній сушарці. Особливості різних типів ротаційних розпилювачів були проаналізовані в роботах [61-68].

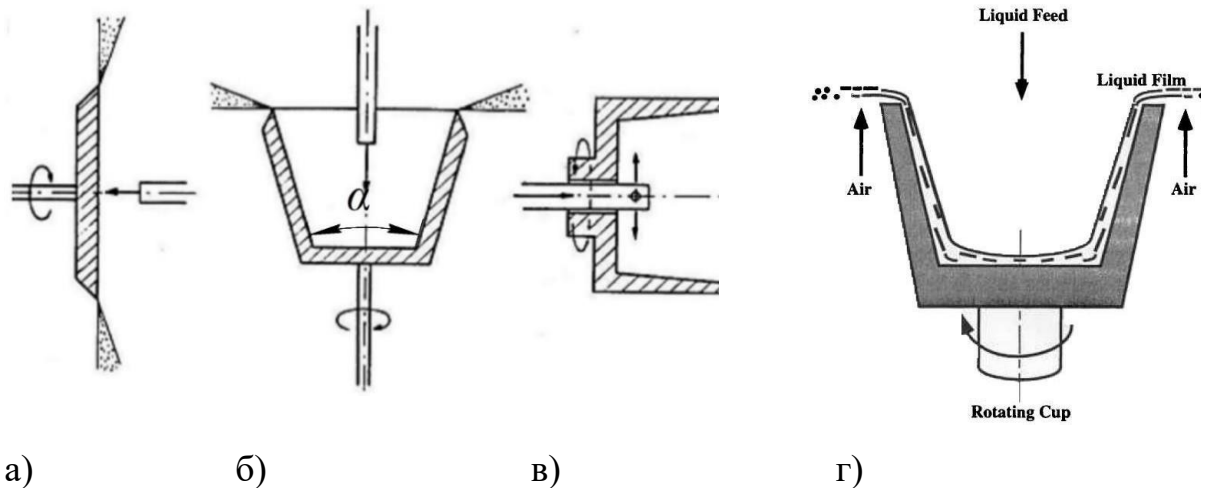
Авторами [61] показано, що розмір крапель рідини є функцією лінійної швидкості, щільності, в'язкості, поверхневого натягу, а також швидкості подачі рідкої фази. На рисунку 1.14 наведені схеми базових ротаційних розпилювачів [62, 63].

Авторами [64] встановлено, що пласкі розпилювальні диски мають широке використання завдяки простоті конструкції рисунок 1.14а. Основний недолік плаского розпилювача є те, що має місце проковзування між рідиною і диском, особливо при високих швидкостях обертання. При цьому швидкість рідини, що відривається від крайки диска значно менше, ніж колова швидкість диска [64], що спричинює збільшення розмірів крапель, які розпилюються в навколишній простір.

В конічних розпилювачах рисунок 1.14б, рідина тече по внутрішній поверхні і являє собою плівку, яка руйнується після виходу з крайки

диспергатора [65]. Недоліки аналогічні попередній конструкції. Тому, що є обмеження щодо витрат рідкої фази.

Авторами [66] показано, що конічні розпилювачі використовуються при спалюванні масла, мазуту, відходів і використаних мастил рисунок 1.14б.



а) – плоский дисковий розпилювач; б) - конічний розпилювач; в) - чашовий розпилювач; г) - схема роторного процесу розпилення

Рисунок 1.14 – Схеми ротаційних розпилювачів [62]

На розмір крапель суттєво впливає в'язкість палива тому в деяких випадках паливо нагрівають у внутрішній поверхні чаші.[66]. Іноді потік газу обертається навколо зовнішньої поверхні розпилювача для того, щоб сформувати струмінь для винесення крапель від розпилювача в навколишнє середовище рисунку 1.14г.

Недоліком ротаційних диспергаторів є відносно невеликий розмір зони розпилення, обмежені витратами рідкої фази та застосування тільки у газовому середовищі.

Для запобігання проковзування рідини відносно робочої поверхні диспергатора, авторами [67] запропоновано використати внутрішньою поверхнею диспергатора рифленою, рисунок 1.15. Це дозволить збільшити витрати рідини. При цьому застосовано 3D друкування самої чаші диспергатора.

Такий спосіб придатний для розпилення рідини в газовий простір для вирішення задач розпилення над поверхнею.

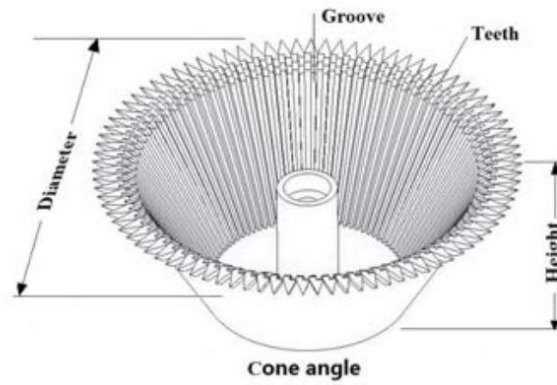
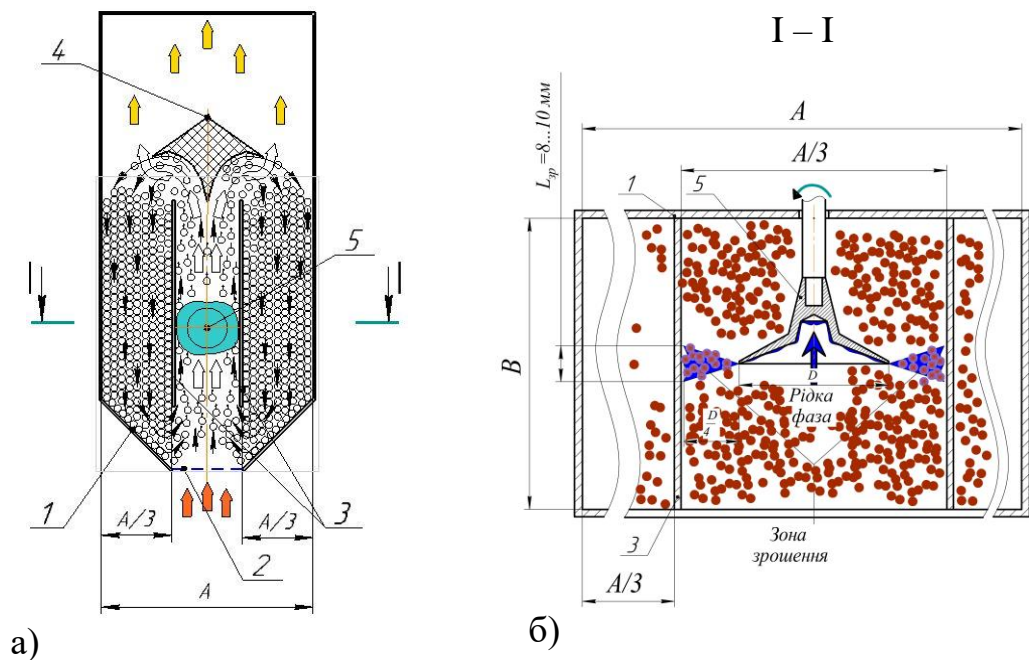


Рисунок 1.15 –Ротаційний чашовий розпилювач [67]

У випадку розпилення рідкої фази для грануляції залишається високий ризик утворення локальних зон перезволоження, а при збільшенні лінійної швидкості до утворення пилової фракції.

Прикладом застосування ротаційних диспергаторів при одержанні гуміново-мінеральних добрив наведено в роботах [69-94].

Авторами [70] запропоновано створити направлену вертикальну циркуляцію гранул в апараті, що має форму паралелепіпеда, шляхом вставлення в центрі двох вертикальних пластин, рисунок 1.16а.



1 – корпус нижньої частини апарата; 2 – газорозподільчий пристрій 3 – вертикальні пластини; 4 – направляючий розподільник;
5 – ротаційний дисковий диспергатор

Рисунок 1.16 – Схема апарата з центральною зоною висхідного руху матеріалу [70]

Наявність розподільника 4, дозволяє стабілізувати рух дисперсії в центральній трубці в якій розташований ротаційний диспергатор 5, рисунок 1.16. Ширина кожної із двох бічних зон із низхідним рухом становить $1/3A$, рисунок 1.16а.

Порозність в центральному каналі $\epsilon \geq 0,9$. Тому цей спосіб грануляції також належить до Wurст технології. На рисунку 1.16 б показано, що розмір зони зрошення на відстані 10 мм від крайки розпилювача становить 8...10 мм, що збільшує ризик локального перезволоження. Експериментально підтверджено авторами утворення зон налипання на внутрішній поверхні пластин 3, рисунок 1.16б [69,70].

Таким чином, застосування дискового ротаційного диспергатора при зневодненні насичених розчинів сульфату амонію забезпечить стійку кінетику грануляції з пошаровим механізмом проте з обмеженою продуктивністю по рідкій фазі. Так максимальне питоме навантаження поверхні шару за вологою при корисній різниці температур $\Delta T = 110 \pm 5^\circ\text{C}$ становить лише $a_f = 0,25 \frac{\text{кг} \cdot \text{вологи}}{\text{м}^2 \cdot \text{год}}$ [71].

Отже, розроблення ротаційного диспергатора із розширеною зоною розпилення є важливим для реалізації механізму пошарової грануляції з рівномірним розподіленням компонентів.

1.5 Моделювання течії рідини в ротаційних розпилювачах

Реалізація механізму грануляції залежить від розміру крапель рідкої фази, які надходять з робочої поверхні диспергатора.

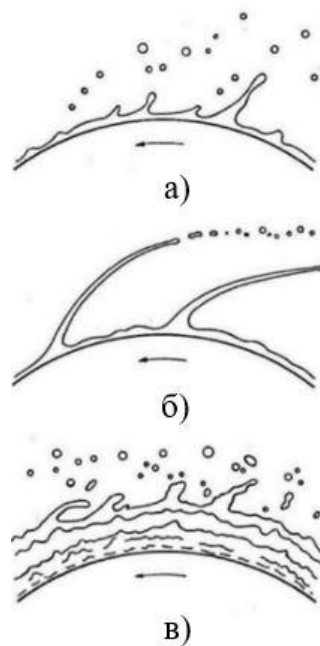
Авторами [62] залежно від швидкості потоку рідини, визначено три режими формування рідини за межами роторного розпилювача крапель які можуть бути ідентифікований, як показано на рисунку 1.17.

а) режим формування крапель реалізується при невеликих витратах, коли рідина розтікається по поверхні диспергатора і утворює кільцевий простір на крайці диска. Товщина рідини на крайці визначається рівновагою відцентрових

і поверхневих сил натягу. Отримані крапельки мають практично однаковий розмір [62].

б) режим формування струменів відбувається при збільшенні витрат рідини, що формує струмені на крайці обертаючої поверхні ротора, які за межами ротора згодом розпадаються на великі краплі [62].

в) режим формування плівки спостерігається при подальшому збільшенні витрат рідини коли струмені об'єднуються і рідина рухається у вигляді плівки як в середині чаші диспергатора та і поза межами крайки. Плівка рідини існує за межами розпилювача до тих пір, поки виконується умова рівноваги – сила поверхневого натягу на вільній крайці та відцентрова сила врівноважується силами [62], що зумовлюють інтенсивний рух.



а – крапельний; б – струменний; в – плівковий [62]

Рисунок 1.17 – Режими формування рідини за крайкою роторного розпилювача

Моделювання течії рідини по внутрішній конічній поверхні наведено в роботі [94]. Сформовано припущення, що товщина рідини набагато менша ніж розміри диспергатора, а рух – вісесиметричний. Фізична модель руху рідини по поверхні диспергатора наведена на рисунку 1.18.

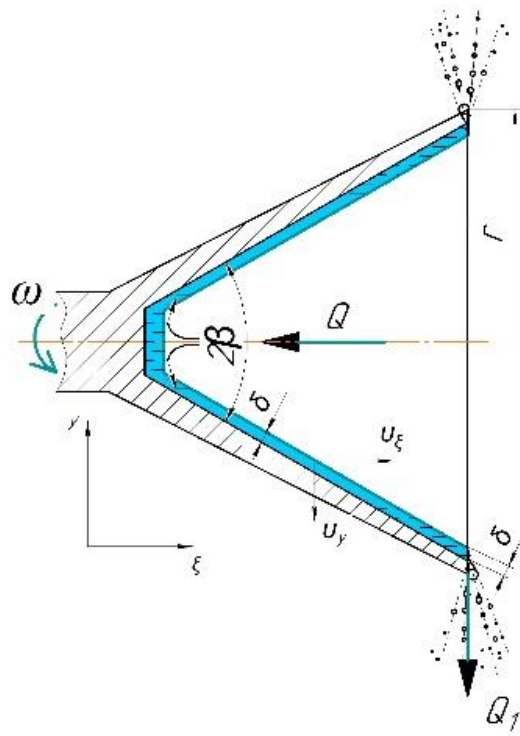


Рисунок 1.18 – Фізична модель руху рідини по поверхні конічного ротаційного диспергатора [94]

При встановлених припущеннях статичний тиск в об'ємі рідини – сталий, складова швидкості v_φ менша в порівнянні з складовою v_ξ , що розміщена вздовж осі конуса. Складова v_θ менша в порівнянні з складовою v_y , що розміщена перпендикулярно до осі конуса. Авторами [95] сформовано припущення, що елементарна частинка рідини переміщується по радіусу при відсутньому просковзуванню рідини відносно поверхні конуса. Тоді рівняння руху рідини всередині диспергатора [95] сформовано наступним чином:

$$\frac{\partial^2 v_\xi}{\xi^2 \partial \psi^2} + \frac{\rho_1 \omega^2 \xi}{\mu_1} \sin^2 \beta = 0 \quad (1.1)$$

Граничні умови: $v_\xi = 0$ на стінці ($\psi = 0$); $\frac{\partial v_\xi}{\partial \psi} = 0$ на вільній поверхні ($\psi = \psi_1$). Розв'язок рівняння (1.1) із урахуванням граничних умов приймає вигляд [95]:

$$v_{\xi} = \frac{\rho \omega^2 \xi}{\mu} \sin^2 \beta \left(\xi_1^2 \psi_1 \psi - \xi^3 \frac{\psi^2}{2} \right), \quad (1.2)$$

Параметр ψ_1 розраховується з умови, що загальні витрати рідкої фази в шарі дорівнюють витратам рідини Q у внутрішній поверхні диспергатора [95]. Тоді

$$Q = \int_0^{\psi_1} 2\pi R \xi v_{\xi} d\psi = \frac{2\pi \rho_1 \omega^2 \sin^2 \beta \psi_1^3}{3\mu_1} \quad (1.3)$$

Прийнявши $\delta = \xi_1 \psi_1$ і $R = \xi_1 \sin \beta$, отримаємо

$$Q = \frac{2\pi \rho_1 \omega^2 R^2 \delta^3 \sin \beta}{3\mu_1} \quad (1.4)$$

З отриманого рівняння товщина шару плівки, що стікає по внутрішній поверхні ротаційного диспергатора [95]:

$$\delta = \left(\frac{3\mu_1 Q}{2\pi \rho_1 \omega^2 R^2 \cdot \sin^2 \beta} \right)^{0,333} \quad (1.5)$$

Виходячи з прийнятих припущень, величина $\psi_1 \ll 1$ або $\delta / \xi_1 \ll 1$, тобто

$$\frac{\mu_1 Q \sin^2 \beta}{\rho_1 \omega^2 R^5} \ll 1$$

Таким чином, за формулами (1.5) можливо розрахувати товщину плівки рідини диспергатора при розташуванні диспергатора в однорідному газовому середовищі при атмосферному тиску.

1.6 Математичне моделювання процесу грануляції в псевдозрідженому шарі

Процесами тепло-масообміну приділяється багато уваги в світовій літературі [96-114]

У всі роботах для опису процесів теплообміну використовується двофазна модель “Two fluid model” (TFM) у вигляді моделі Ейлера-Ейлера у вигляді рівнянь.

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_g \cdot \rho_g) + \nabla \cdot (\varepsilon_g \cdot \rho_g \cdot \vec{u}_g) = 0 \quad (1.6)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_s \cdot \rho_s) + \nabla \cdot (\varepsilon_s \cdot \rho_s \cdot \vec{u}_s) = 0 \quad (1.7)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_g \cdot \rho_g \cdot \vec{u}_g) + \nabla \cdot (\varepsilon_g \cdot \rho_g \cdot \vec{u}_g \cdot \vec{u}_g) = -\varepsilon_g \cdot \nabla \cdot P_g - \nabla \cdot (\varepsilon_g \cdot \vec{\tau}_g) - \beta \cdot (\vec{u}_g - \vec{u}_s) + \varepsilon_g \cdot \rho_g \cdot \vec{g} \quad (1.8)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_s \cdot \rho_s \cdot \vec{u}_s) + \nabla \cdot (\varepsilon_s \cdot \rho_s \cdot \vec{u}_s \cdot \vec{u}_s) = -\varepsilon_s \cdot \nabla \cdot P_g - \nabla \cdot P_s - \nabla \cdot (\varepsilon_s \cdot \vec{\tau}_s) + \beta \cdot (\vec{u}_g - \vec{u}_s) + \varepsilon_s \cdot \rho_s \cdot \vec{g} \quad (1.9)$$

$$\frac{3}{2} \left[\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_s \cdot \rho_s \cdot \Theta) + \nabla \cdot (\varepsilon_s \cdot \rho_s \cdot \Theta \cdot \vec{u}_s) \right] = -(\rho_s \cdot \vec{I} + \varepsilon_s \cdot \vec{\tau}_s) : \nabla \vec{u}_s - \nabla \cdot (\varepsilon_s \cdot q_s) - 3 \cdot \beta \cdot \Theta - \gamma \quad (1.10)$$

$$C_{p,g} \frac{\partial(\varepsilon_g \cdot \rho_g \cdot T_g)}{\partial t} + C_{p,g} \cdot \nabla \cdot (\varepsilon_g \cdot \rho_g \cdot \vec{u}_g \cdot T_g) = \nabla \cdot (\varepsilon_g \cdot k_g^{eff} \cdot \nabla \cdot T_g) - \alpha_{gs}(T_g - T_s) \quad (1.11)$$

$$C_{p,s} \frac{\partial(\varepsilon_s \cdot \rho_s \cdot T_s)}{\partial t} + C_{p,s} \cdot \nabla \cdot (\varepsilon_s \cdot \rho_s \cdot \vec{u}_s \cdot T_s) = \nabla \cdot (\varepsilon_s \cdot k_s^{eff} \cdot \nabla \cdot T_s) + \alpha_{gs}(T_g - T_s) \quad (1.12)$$

Рівняння (1.6) і (1.7) представляють рівняння нерозривності для газової і твердої фаз, (1.8) і (1.9) є рівняння балансу імпульсу для газової та твердої фаз, а рівняння (1.10) – тепловий баланс для гранули. Модель з цими п'ятьма рівняннями була реалізована та перевірена авторами [96-103].

Рівняння (1.11) і (1.12) – рівняння теплопереносу (енергетичного балансу) для газової та твердої фаз відповідно. Розв'язок рівнянь (1.11) та (1.12) дозволяють визначити розподіл температури у шарі для неізотермічних систем. В цих рівняннях, умови конвекції були дискретні за схемою зменшення сумарних варіацій «Superbee» (TVD) [98]. Для перевірки адекватності наведених рівнянь теплопереносу було проведено ряд тестів, кожний з яких проводився при різних початкових умовах. В таблиці 1 наведені параметри при яких проводилась симуляція перенесення тепла в псевдозрідженому шарі.

В наведеному моделюванні, температура шару і газу над шаром дорівнюють T_{init} при $t = 0$. Нагрітий теплоносіть подається з температурою T_{inlet} . Єдиним механізмом перенесення тепла в шарі є конвекція. Перенесення тепла за рахунок теплопровідності в даній моделі не враховується. При цьому порозність, в газовому середовищі була сталою і набувала двох значень $\varepsilon_{g1} = 0,5$ та $\varepsilon_{g2} = 1,0$, що не відповідає фактичним значенням $\varepsilon_g = f(\tau)$ в реальному процесі грануляції при неоднорідному псевдозрідженні.

Таблиця 1 – Умови моделювання для тестового випадку з нерухомим шаром [98]

Variable	Value	Unit
n_r	3	-
n_θ	8	-
n_z	160	-
$C_{p,g}$	1000	J/(kg.K)
$C_{p,s}$	50	J/(kg.K)
d_p	0.001	m
$\varepsilon_g (k < 150)$	0.5	-
$\varepsilon_g (k \geq 150)$	1.0	-
T_{inlet}	300	K
$T_{init.}$	100	K
Δz	0.002	m
u_z	6.0	m/s
Δt	0.0001	s
$\alpha_{gs} = 6\varepsilon_s \cdot Nu \cdot k_g / (d_p)^2$	1664264.99	W/(m ³ .K)

Авторами [104] для випадку коли, порозність двох фаз є змінною рівняння теплообміну записують у вигляді:

$$\rho_g \cdot C_{p,g} \frac{\partial(\varepsilon_g \cdot T_g)}{\partial t} + \rho_g \cdot C_{p,g} \frac{\partial}{\partial z} (\varepsilon_g \cdot u_g \cdot T_g) = -\alpha_{gs} (T_g - T_s) \quad (1.13)$$

$$\rho_s \cdot C_{p,s} \frac{\partial(\varepsilon_s \cdot T_s)}{\partial t} = \alpha_{gs} (T_g - T_s) \quad (1.14)$$

В цій роботі [104] описано гідродинаміку і теплообмін у псевдозрідженому шарі із застосуваннями пакету (Computer fluid dynamic) (CFD). Модель псевдозрідженого шару записана із застосуванням моделі Ейлера–Ейлера з такими припущеннями:

- шар двовимірний;
- реалізується підхід Ейлера-Ейлера;
- газ має постійні фізичні властивості;
- рівномірне псевдозрідження;
- постійні витрати рідкої фази;
- між двома фазами немає масопереносу або хімічної реакції;
- частинки в шарі сферичної форми з однаковим діаметром.

Рівняння енергії записується для твердої фази:

$$\begin{aligned}
& \varepsilon \cdot \rho_s \cdot C_{p,s} \frac{\partial \varepsilon_s T_s}{\partial t} + \rho_s \cdot C_{p,s} \frac{\partial}{\partial x} (\varepsilon_s u_s T_s) + \rho_s \cdot C_{p,s} \cdot \frac{\partial}{\partial y} (\varepsilon_s u_s T_s) = \\
& = \frac{\partial}{\partial x} (\varepsilon_s k_s \frac{\partial T_s}{\partial x}) + \frac{\partial}{\partial y} (\varepsilon_s k_s \frac{\partial T_s}{\partial y}) + h_v \cdot (T_g - T_s) + \varepsilon_s \cdot \dot{q}
\end{aligned}
\tag{1.15}$$

газова фаза:

$$\begin{aligned}
& \rho_g \cdot C_{p,g} \frac{\partial \varepsilon_g T_g}{\partial t} + \rho_g \cdot C_{p,g} \frac{\partial}{\partial x} (\varepsilon_g u_g T_g) + \rho_g \cdot C_{p,g} \cdot \frac{\partial}{\partial y} (\varepsilon_g u_g T_g) = \\
& = \frac{\partial}{\partial x} (\varepsilon_g k_g \frac{\partial T_g}{\partial x}) + \frac{\partial}{\partial y} (\varepsilon_g k_g \frac{\partial T_g}{\partial y}) + h_v \cdot (T_s - T_g)
\end{aligned}
\tag{1.16}$$

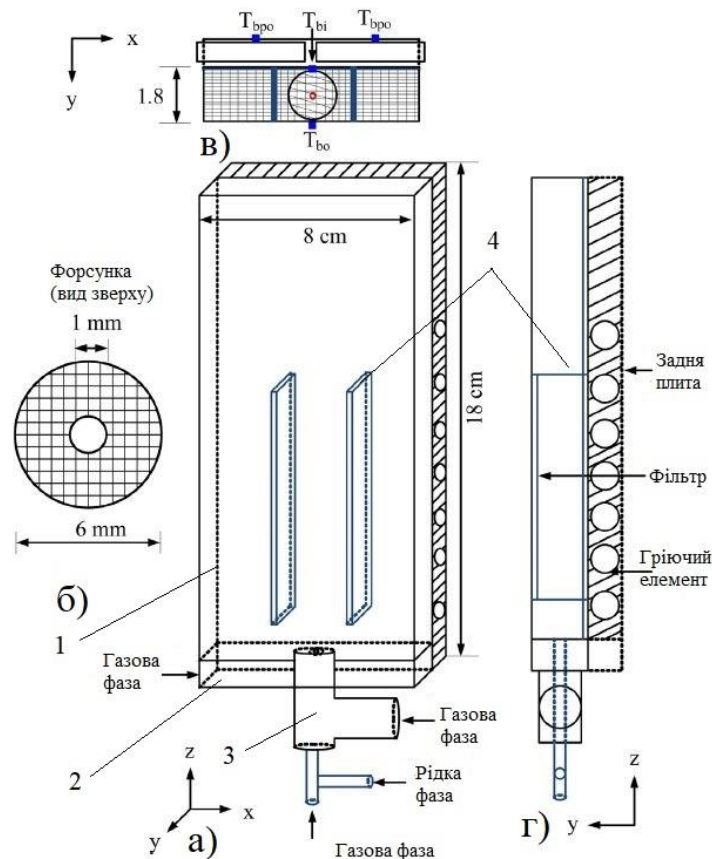
Для розв'язку цих рівнянь коефіцієнт тепловіддачі було знайдено за методикою авторів [105] і зокрема кореляції Ганна, як повідомляється [106].

Проте такий підхід коли, згідно з припущеннями, тверді частини мають постійний розмір d_p і мають незмінну масу, а псевдозрідження є однорідним і не враховує циклічну зміну порозності, що має місце при неоднорідному псевдозрідженні, не може адекватно описати теплообмін в реальному процесі.

В роботі [106] розглядається тепло і масообмін від нагрітої рідини до шару скляних кульок. Авторами [106-109] детально розглядалась особливість розміщення пневматичної форсунки на рівні газорозподільчого пристрою з коаксіальним отвором рисунок 1.20, та взаємним розташуванням сопла форсунок в шарі.

В роботі [110] розглядається випадок, коли температура твердих частинок більша температури кипіння води. Внаслідок цього, між краплею рідини та твердою частинкою утворюється паровий прошарок, (ефект Лейдентфроста), що ускладнює кінетику процесу грануляції.

Авторами [112] запропоновано дослідження процесу в апараті із застосуванням техніки псевдозрідження. Для цього використано моделювання псевдозрідження 2D модель із використанням скляних кульок діаметром $d_p = 1,0$ мм, $\rho_0 = 2526$ кг/м³ та розпилюючим пристроєм для нагрітої рідкої фази яка з середнім розміром крапель $d_{кр} = 60 \pm 30$ мкм вводилась в шар. Порівняння результатів за методикою [113]. Досліди проводились на установці, рисунок 1.20



1 – прямокутна камера гранулятора з розмірами 8x18x1,8 см;

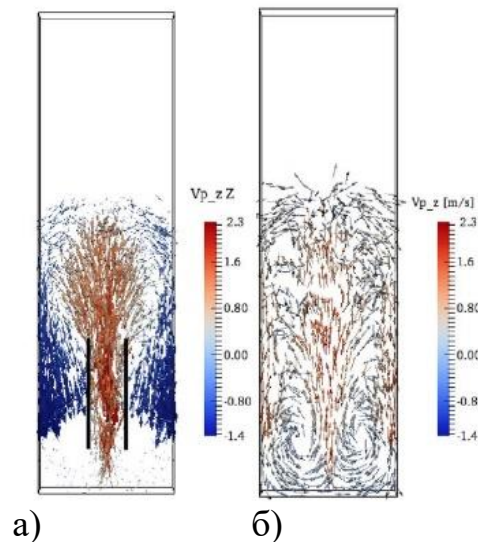
2 – газорозподільчий пристрій; 3 – пневматична форсунка для введення рідкої фази з коаксіальним введенням нагрітого газу; 4 – направляюча вставка

а) загальний вид апарата, б) вид зверху на сопло та ГРП для коаксіального введення газу, в) переріз апарата біля ГРП, г) вертикальний переріз апарата

Рисунок 1.20 – Схема дослідної установки для дослідження теплообміну [112]

Авторами [111] при вивченні газової адсорбції при фонтануючому шарі встановлено, що інтенсивність випаровування залежить від коефіцієнту відновлення поверхні контакту [112]. Тобто доцільно збільшити зону зрошення або пришвидшити виведення з цієї зони зволжених частинок. В протилежному разі суттєво знижується рухливість гранул з поступовим утворенням великих агломератів.

При цьому авторами [106] дослідження теплообміну проводились із гідродинамікою наближеною до Wurст технології грануляції, рисунок 1.20. Застосування вертикальних направляючих пластин 4, рисунок 1.20 створює вертикальну циркуляцію зернистого матеріалу рисунок 1.21 а і б.



а – апарат з направляючим вставками б – апарата без направляючих вставок

Рисунок 1.21 – Миттєві поля швидкостей зернистого матеріалу [106]

При цьому, авторами [114] сформовані такі припущення для фізичної моделі:

- 1) краплі вводять при значенні числа Weber менше 1. Отже, можна знехтувати розриванням краплі;
- 2) при стиканні крапель з твердими частинками на їх поверхні формується плівка рідини однакової товщини рисунок 1.22;
- 3) при невеликому числі ($Bi < 1$) рівномірний градієнт температури частинки прогнозується поперек частинки;
- 4) теплопровідність під час зіткнення частинка-частинка і частинка-стінка, а також витрати теплоти з шару через стінки апарату нехтовно малі;
- 5) передачу тепла випромінюванням можна знехтувати;
- 6) тепловий та дифузійний опір через тонку плівку рідини нехтовно малий.

Авторами [107] запропоновано записати тепловий баланс для газу і твердих частинок у вигляді:

$$\varepsilon \cdot \rho_g \cdot C_{p,g} \frac{\partial T_{g,z}}{\partial t} = -\varepsilon \cdot \rho_g \cdot C_{p,g} \cdot u_{g,z} \cdot \frac{\partial T_{g,z}}{\partial z} - h_g \cdot a_p (T_{g,z} - T_{p,z}) \quad (1.17)$$

$$(1 - \varepsilon) \cdot \rho_p \cdot C_{p,p} \frac{\partial T_{z,p}}{\partial t} = -h_g \cdot a_p \cdot (T_z - T_{z,p}) \quad (1.18)$$

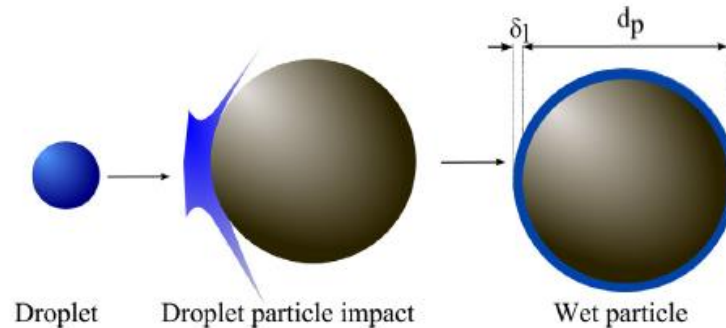


Рисунок 1.22 – Схематичне зображення формування однорідного шару рідини навколо частки [107]

Але, при цьому, порозність для висхідного потоку $\varepsilon = 0,93$, для низхідних потоків приймалось $\varepsilon = 0,43$.

Окрім того досліди проводились на скляних кульках діаметром 1 мм які є інертними по відношенню до води і після випаровування якої, розмір гранули не змінюються на відміну від грануляції з пошаровим механізмом.

Представлена модель не враховує також циклічний характер порозності при неоднорідному псевдозрідженні, а також теплоту кристалізації розчину.

Мета і завдання дослідження. Метою і задачею дослідження є наукове обґрунтування застосування чашового ротаційного диспергатора для підвищення ефективності процесу грануляції багатокомпонентних висококонцентрованих рідких систем у псевдозрідженому шарі..

– обґрунтувати доцільність застосування ротаційного чашового диспергатора конічної форми з перфорованою бічною поверхнею при зневодненні гетерогенних рідких систем у псевдозрідженому шарі для реалізації пошарового механізму грануляції, збільшення зони зрошення та створення додаткового контуру циркуляції зернистого матеріалу;

- розробити методику та експериментальну установку для оцінки ефективності роботи ротаційного чашового диспергатора;
- визначити раціональну конструкцію яка забезпечує високу рівномірність розподілення рідкої фази по довжині зони зрошення при заданому приведеному розмірі крапель;
- провести узагальнення експериментальних досліджень та перевірку положень фізичної та математичної моделей;
- обґрунтувати критерій оцінки якості для розпилення ротаційних чашових диспергаторів з збільшеною зоною розпилення;
- розвинути математичну модель теплообмінну процесу грануляції із застосуванням ротаційного чашового диспергатора;
- провести модернізацію пілотної установки з апаратом псевдозрідженого шару для дослідження кінетики процесу грануляції;
- експериментально визначити кінетичні закономірності процесу грануляції із застосуванням ротаційного диспергатора при зневодненні складних гетерогенних систем (гумат, сульфат амонію, кістяне борошно, вода);
- провести перевірку адекватності фізичної та математичної моделей процесу грануляції із застосуванням ротаційного диспергатора для розрахунку зміни температури по висоті апарата;
- виконати узагальнення результатів експерименту та сформулювати вимоги до конструкцій ротаційного диспергатора для промислового апарату;
- доповнити методику розрахунку промислового апарату із застосуванням ротаційного диспергатора.

Висновки до розділу 1

В сучасних умовах дуже важливою задачею для України є збереження родючості сільськогосподарських земель. Як показали останні десятиліття компенсація втрат родючості тільки за рахунок мінеральних добрив є малоефективною, а збільшення їх щільності внесення на 1 га призводить до агрохімічних змін в родючому шарі ґрунту.

Застосування техніки псевдозрідження для одержання гранульованих продуктів дозволяє суттєво підвищити якісні і споживчі характеристики продукту при одночасному підвищенні коефіцієнту використання теплоти більше 50 %.

Тому, важливим є створення комплексних гранульованих гуміново-органомінеральних добрив, які б містили поживні та стимулюючі речовини органічного походження.

Для цього доцільно використовувати відходи харчової промисловості наприклад кістяне борошно як фосфоровмісну речовину.

Застосування техніки псевдозрідження для зневоднення та грануляції є енергоефективною технологією, але умови інтенсифікації цих процесів при одержанні із заданими властивостями визначені не достатньо.

В першу чергу це стосується грануляції висококонцентрованих гетерогенних систем, що містять розчинні речовини, колоїдні та суспендовані компоненти.

Основною технічною задачею є визначення умов реалізації високоефективного процесу грануляції з пошаровим механізмом при зневодненні та грануляції багатокомпонентних гетерогенних рідких систем та конструктивного оформлення для їх проведення.

РОЗДІЛ 2. ОБ'ЄКТ ТА ПРЕДМЕТ ДОСЛІДЖЕННЯ

2.1 Фізична модель процесу грануляції при застосуванні ротаційного диспергатора

Основною цілю застосування ротаційного диспергатора є збільшення зони зрошення при розпиленні багатокомпонентних гетерогенних систем у псевдозріджений шар для реалізації пошарового механізму грануляції.

В ідеальному випадку після зони зрошення рисунок 2.1 до плівки рідкої фази, що утримується адгезійно-сорбційними силами на поверхні гранули підводиться теплота в основному від гранули.

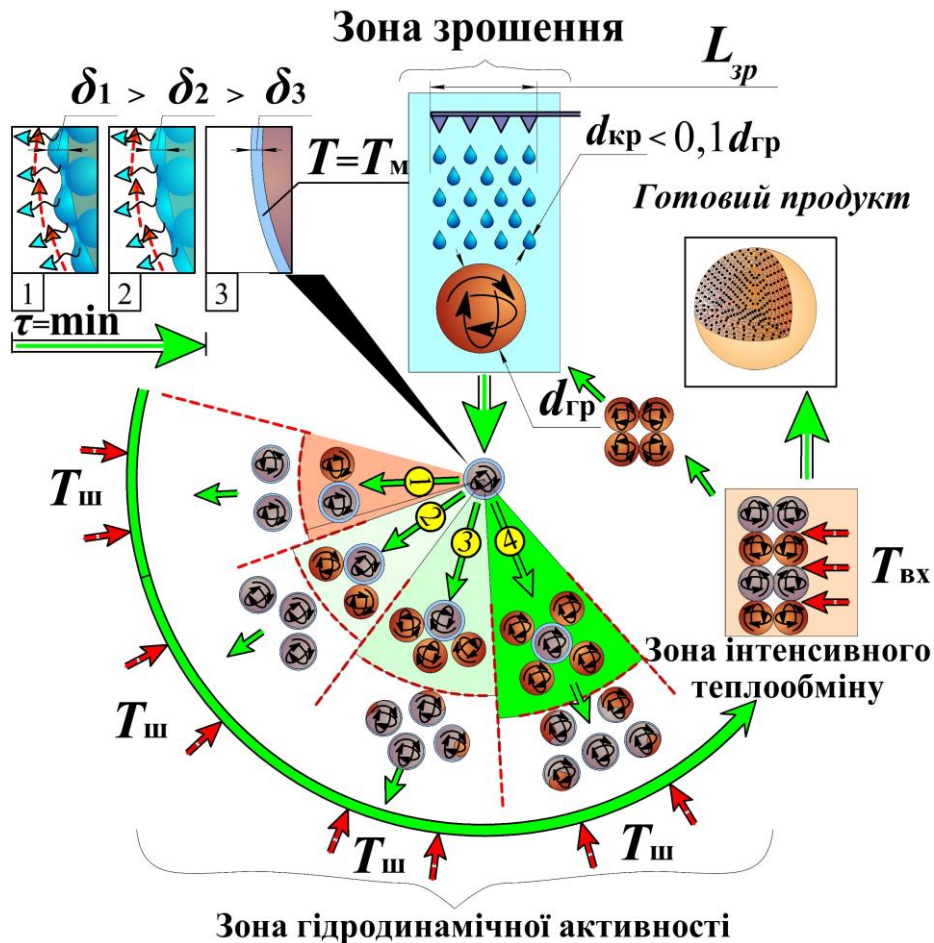
В результаті цього відбувається випаровування вологи, та утворенням мікрокристалів з розчиненого компонента на поверхні гранул та одночасним осадження макродомішок нерозчинних компонентів та колоїдних частинок гумінових речовин. Час протягом якого відбувається зародження та утворення нового мікрокристалу на поверхні гранули τ_{\min} , і є мінімальним часом релаксації, [101]. В зоні зрошення перебуває множина гранул, для яких необхідно забезпечити умови при яких зменшується ризик утворення агломератів.

Для реалізації такого механізму грануляції дуже важливим є розмір крапель рідкої фази та спосіб розподілення зволожених гранул після зони зрошення у псевдозрідженому шарі. Можливі моделі здійснення таких варіантів розподілення вологих гранул наведені на рисунку 2.1

З урахуванням результатів попередніх досліджень, в зоні зрошення рисунок 2.1а розмір крапель повинен бути менше 10% від діаметру гранул [120].

Окрім цього, для запобігання утворення агломератів необхідно в зоні гідродинамічного розподілення гранул забезпечити такі варіанти контакту зволоженої гранули, рисунок 2.1а:

- однією сухою гранулою (схема 1), як мінімум;
- двома сухими (схема 2), знижує ймовірність утворення агломератів;
- трьома сухими (схема 3), знижує ризик утворення агломератів;
- чотирма сухими (схема 4), усунення ризику агломерації.



1,2,3,4 – можливі моделі розподілення вологих гранул в шарі

а) пошарова грануляція; б) агломерація

Рисунок 2.1 – Можливі фізичні моделі грануляції рідких систем

При контакті з 5-ма 6-ма сухими гранулами ризик утворення агломератів нехтовно малий за наявності рушійної сили по масообміну в дисперсійному середовищі.

У випадку, коли в зоні зрошення утворюються краплі рідкої фаз, більше половини діаметру гранули рисунок 2.1б, то при першому контакті навіть з двома сухими гранулами утворюється агломерат до якого в подальшому долучаються інші гранули і розмір агломератів збільшується не контролювано. Це спричинює рух утворених агломератів до нижньої частині апарату, що призводить до утворення застійних зон на поверхні ГРП, з наступним оплавленням матеріалу та до повного зупинення процесу.

Отже формування заданих розмірів крапель та їх розподілення в зоні зрошення з подальшим формуванням плівки на поверхні гранул має вирішальне значення для реалізації стійкої кінетики процесу з пошаровим механізмом грануляції рисунок 2.2. Спеціальними дослідими встановлено, що максимальна утримуюча здатність гранульованого сульфату амонію з домішками гумінових речовин з діаметром $d=2,5$ мм, при $t = 20^{\circ}\text{C}$ водяного розчину сульфату амонію становить 16-17% від початкової маси, але через 60 – 90 с. після винесення гранул з рідкої фази втрачали повністю фізико-механічні – механічні властивості і руйнувались до шматків розміром менше 0,25 мм [87].

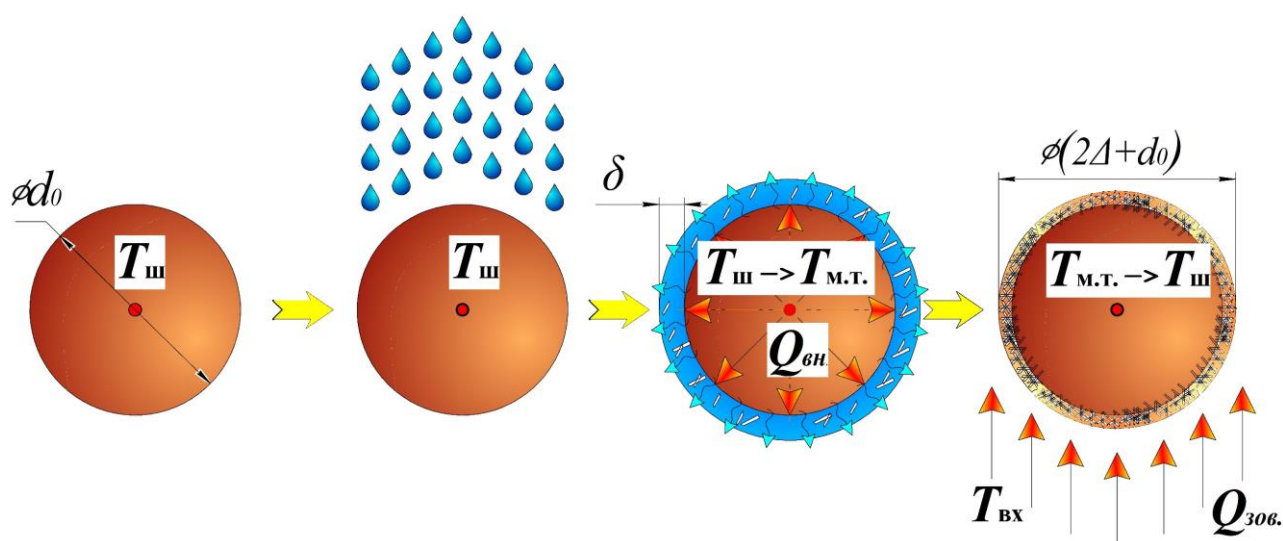


Рисунок 2.2 – Модель пошарового механізму грануляції за умови кондуктивного підведення теплоти до рідкої плівки

Отже, для реалізації пошарового механізму грануляції, тепло, необхідне для випаровування розчинника з плівки рідкої фази, сформованої на поверхні гранули надходить виключно від гранули. В іншому випадку волога сорбується порами гранул, що призводить до часткового розчинення мікрокристалічного каркасу гранул та суттєвого зменшення міцності гранули та інтенсивним стиранням з утворенням пиловидної фракції. При цьому температура гранул знижується від температури шару $T_{ш}$ до температури мокрого термометру $T_{м.т.}$ рисунок 2.2. Енергія конвективно підведена від нагрітого теплоносія витрачається на підвищення температури гранули від $T_{м.т.}$ до температури шару $T_{ш}$, рисунок 2.2.

Припустим, що маса рідкої фази, що потрапляє на окрему гранулу становить 5% від її маси:

$$M_{роз} = 0,05M_{гран}. \quad (2.1)$$

якщо масу гранул виразити:

$$M_{гран} = \frac{\pi d^3}{6} \rho_m, \quad (2.2)$$

де d – діаметр гранули, м: при ρ_m – густина гранули кг/м^3 .

Припускаємо, що ця маса рідкої фази сформувалась на поверхні гранули у вигляді плівки з товщиною δ :

$$M_{роз} = \pi d^2 \delta \rho_p, \quad (2.3)$$

де ρ_p – густина робочого розчину кг/м^3 .

При відсутності поглинання рідкої фази з урахуванням виразів (2.2) і (2.3) отримаємо співвідношення:

$$\pi d^2 \delta \rho_p = 0,05 \cdot \frac{\pi d^3}{6} \rho_m. \quad (2.4)$$

Звідки:

$$\delta = \frac{0,05}{6} \cdot \frac{\rho_m}{\rho_p} d. \quad (2.5)$$

Так, для гранульованого сульфату амонію, що має густину гранул $\rho_m = 1450 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$, а густина насиченого водяного розчину сульфату амонія $\rho_p = 1230 \text{ кг/м}^3$.

Розрахункова товщина плівки виражена через діаметр гранули, з урахуванням виразу 2.4:

$$\delta = 0,009824d. \quad (2.6)$$

Тоді можливо розрахувати приведену товщину мікрочисталів шару при концентрації сухих речовин в робочому розчині 40% та коефіцієнт грануляції $\psi = 90 \%$ рисунок 2.3.

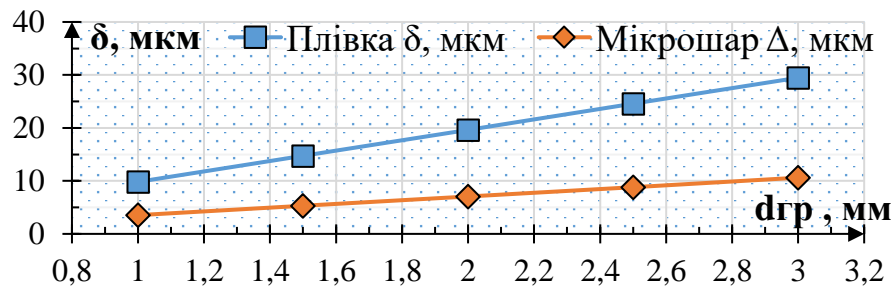


Рисунок 2.3 – Розрахункові товщини плівки рідкої фази та мікросхара на поверхні гранул різних діаметрів

За результатами попередніх досліджень [69-94] встановлено, що для забезпечення стійкої кінетики процесу з коефіцієнтом грануляції $\psi \geq 90 \%$ швидкість видалення вологи з плівки рідини на гранулі пропорційна швидкості підведення теплоти, що є ознакою процесу видалення вологи в першому періоді сушіння.

2.2 Математична модель теплообміну в псевдозрідженому шарі при грануляції рідких систем

Відповідно до положень фізичної моделі, сформовані припущення щодо складання математичної моделі:

- рідка фаза формується на поверхні твердих частинок у вигляді надтонкої плівки за рахунок дії адгезійно-сорбційних сил;
- маса рідкої фази, що утримується на поверхні гранул пропорційна її масі;
- теплота, яка підводиться до плівки від нагрітої гранули повинна бути достатньою для випаровування вологи, що знаходиться в рідкій плівці;
- випаровування розчинника та утворення багатокомпонентного мікросхара на поверхні гранули призводить до збільшення її розмірів;
- новоутворений, на поверхні гранули шар, що містить мікрокристали мінеральних речовин, мікро- та колоїдні частинки органічних компонентів частково стирається при інтенсивному циркуляційному русі в режимі неоднорідного псевдозрідження;

- у псевдозрідженому шарі за межами зон зрошення вологі гранули розподіляються між сухими гранулами за законом нормального розподілення;
- зіткнення між гранулами носить стохастичний характер, тому кондуктивний теплообмін між ними можна нехтувати;
- механізм теплообміну між гранулами і теплоносієм ґрунтується на вимушеній конвекції, а в гранулах на теплопровідності;

Для забезпечення базових положень фізичної моделі, щодо розподілення вологих гранул та підвищення інтенсивності дифузійно-контрольованих процесів застосовано неоднорідне псевдозрідження.

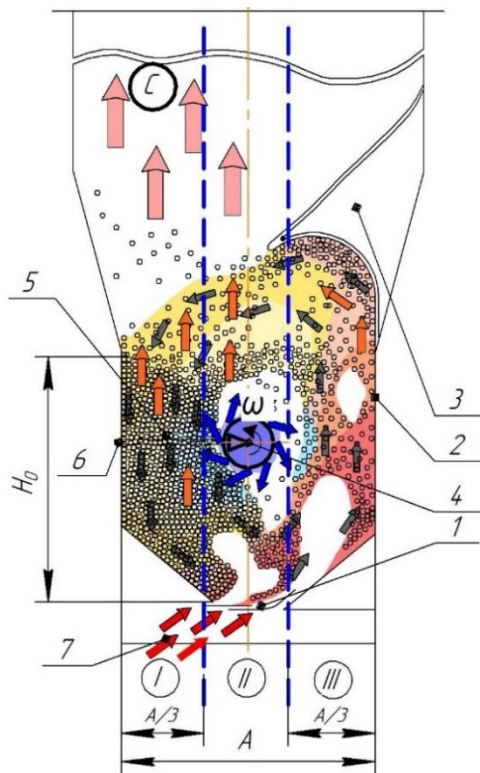
Умови реалізації процесу грануляції при неоднорідному псевдозрідженні в автоколивальному режимі досліджувались в роботі [115], але там не розглядався спосіб введення рідкої фази. Фізична модель такого процесу наведена на рисунку 2.4.

Проведені дослідження [115-117] показали, при неоднорідному режимі струменево-пульсаційного псевдозрідження, в апараті, можна виділити 3 зони за гідродинамічними ознаками рисунок 2.4:

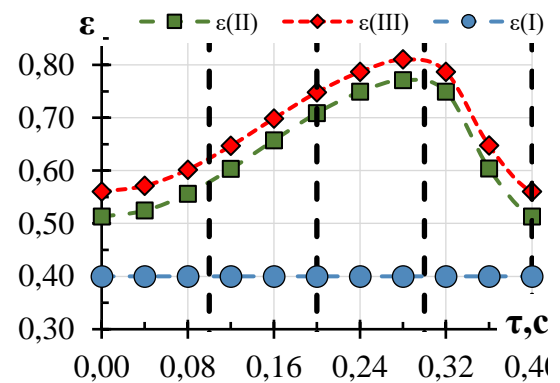
I – зона низхідного руху зернистого матеріалу до якої завдяки асиметричному введенню теплоносія (зріджувального агенту) відбувається переміщення зернистого матеріалу внаслідок інерційного винесення із зони II і III у верхній частині зони I. Порозність шару в цій зоні практично є сталою $\epsilon_I = \epsilon_0 = 0,4$ максимальна висота збільшується до $(1,7 \div 2)H_0$, а рух газового теплоносія в цій зоні відбувається виключно в режимі фільтрації, динаміка зміни порозності наведена на рисунку 2.4 б;

II – межова зона в якій переміщується зернистого матеріалу внаслідок руху газових бульбашок та переміщень на їх місце великого кластеру зернистого матеріалу в основному із зони I. Порозність в цій зоні змінюється циклічно $\epsilon_{II} = 0,45 \rightarrow 0,68 \rightarrow 0,45$, рисунок 2.4 б. В середині цієї зони на висоті; $0,68H_0$ від поверхні ГРП розташований ротаційний чашовий диспергатор [116];

III – зона в якій відбувається активне об'єднання газових струменів, що виходять зі щілин ГРП і призводить до утворення газової бульбашки, яка в момент початку руху у вертикальному напрямку практично повністю заповнює перетин зони III. Це призводить до винесення значної кількості зернистого матеріалу в надшаровий простір, який при взаємодії із вставкою 4, переміщується в зону I. Таким чином в зоні III утворюється активний висхідний рух зернистого матеріалу, який характеризується циклічною зміною порозності $\varepsilon_{III} = 0,45 \div 0,75$. Динаміка зміни порозності в цій зоні наведена на рисунку 2.4б. Висота вертикального факелу газового струменя, що в 3 рази менша висоти шару H_0 [116].



а) Схема потоків в апараті



б) Динаміка зміни порозності шару по зонам в одному циклі

I – низхідний, II – перехідний, III – висхідний,

1 – ГРП, 2 – камера гранулятора, 3 – направляюча вставка, 4 – ротаційний чашовий диспергатор, 5 – шар зернистого матеріалу, 6 – подача рідкої фази, 7 – подача нагрітого теплоносія.

Рисунок 2.4 – Фізична модель неоднорідного струменево-пульсаційного псевдозрідження в автоколивальному режимі [118]

Отже в апараті створюються пульсаційна направлена вертикальна циркуляція зернистого матеріалу проти годинникової стрілки. Частота пульсацій змінюється в залежності від $1,5 \leq D_e \leq 4,0$ мм, $1,4 \div 2,67$ Гц [116]. Диспергатор обертається в напрямку вертикальної циркуляції зернистого матеріалу в апараті, проти годинникової стрілки, а циклічна динаміка зміни порозності в зонах II і III сприяє інтенсивному трьохмірному перемішуванню матеріалу, який надходить до чаші ротаційного диспергатора.

В основу математичної моделі теплообмінну покладено рівняння авторів [102-105] яке доповнено витратами енергії на підігрів рідкої фази та випаровування розчинника та врахована динаміка зміни порозності в окремих технологічних зонах апарату при застосуванні струменево-пульсаційного режиму псевдозрідження [118]

Тоді рівняння теплового балансу для газового теплоносія записується у вигляді:

$$\varepsilon_i \cdot \rho_g \cdot C_g \cdot \frac{\partial T_{Bx}}{\partial t} + W_g \cdot \varepsilon_i \cdot \rho_g \cdot C_g \cdot \frac{\partial T_{Bx}}{\partial z} = \varepsilon_i \cdot a \cdot \frac{\partial^2 T_{Bx}}{\partial y^2} - \alpha \cdot F \cdot (T_{ex} - T_{ш}) + G_p \cdot (1 - x_p) \cdot (r + C_n \cdot T_{ш}); \quad (2.7)$$

і відповідно для гранул:

$$(1 - \varepsilon_i) \cdot \rho_T \cdot C_T \cdot \frac{\partial T_{ш}}{\partial t} - W_T \cdot (1 - \varepsilon_i) \cdot \rho_T \cdot C_T \cdot \frac{\partial T_{ш}}{\partial z} = \alpha \cdot F \cdot (T_{ex} - T_{ш}) - G_p \cdot (1 - x_p) \cdot (r + C_n \cdot T_{ш}) + G_p \cdot x_p \cdot q; \quad (2.8)$$

де ρ_g – густина газу, $\text{кг}/\text{м}^3$; ρ_T – густина гранул, $\text{кг}/\text{м}^3$; λ_g – теплопровідність газу, $\text{Вт}/(\text{кг} \cdot \text{К})$; F – питома поверхня гранул в шарі на заданій висоті, $\text{м}^2/\text{м}^3$, $F = 6(1 - \varepsilon_0)/d_e$, $d_e = 1/\Sigma(x_i/d_i)$; d_e – еквівалентний діаметр частинок в шарі, мм; x_i – масова частина i – тої фракції, d_i – середній розмір i – тої фракції, мм; G_p – питома масове навантаження шару зернистого матеріалу, $\text{кг}/\text{с} \cdot \text{м}^2$; x_p – концентрація сухих речовин в розчині, що подається до гранулятора, % (мас); T_g , $T_{ш}$ – температура теплоносія на вході до гранулятора і температура в шарі, $^{\circ}\text{C}$; C_p – теплоємність робочого розчину, що подається до апарату,

Дж/(кг·град); C_r – теплоємність газу, КДж/(кг·К); q – ефективна теплота кристалізації, кДж/(кг·град); r – питома теплота пароутворення, кДж/кг; W_r – швидкість руху газу, м/с; W_t – швидкість руху твердих частинок, м/с; α – коефіцієнт тепловіддачі від газу до поверхні гранул, Вт/(м²·К); a – коефіцієнт температуропровідності, м²/с.

Розв'язати ці рівняння запропоновано для кожної із гідродинамічних зон, рисунок 2.4а, які відрізняються динамікою зміни порозності, рисунок 2.4б. Так, для II і III гідродинамічних зон порозність визначалась за кореляціями залежностям одержаними в роботі [118]:

$$\varepsilon_{r(j)}(\tau_i) = \varepsilon_{r(\min)(i)} + A_{(i)} + A_{(i)} \sin \left[\frac{2\pi}{T_{(i)}} \left(\tau_i - \tau_{ц(i)}(n-1) \right) - K_{зdv} \right] \quad (2.9)$$

де $\varepsilon_{r(\min)}$, $\varepsilon_{r(\max)}$ – відповідно мінімальне (при $\tau = 0$) та максимальне (при $\tau = 0,75\tau_{ц}$) значення порозності шару, отримані дослідним шляхом; $A = (\varepsilon_{r(\max)} - \varepsilon_{r(\min)})/2$ – амплітуда коливань; T – період коливань, с: $T = 1,5\tau_{ц}$ – для стадій циклу 1 та 2 ($\tau_i = 0 \dots 0,75\tau_{ц}$); $T = 0,5\tau_{ц}$ – для стадії 3 ($\tau_i = 0,75\tau_{ц} \dots \tau_{ц}$); n – порядковий номер пульсації, одиниць; $K_{зdv} = 5\pi/10$ – величина здвигу фази пульсації.

Окрім цього необхідно визначити температуру шару $T_{ш}$. Попередніми дослідженнями [106] встановлено, що при зневодненні та грануляції розчинів сульфату амонію температура в псевдозрідженому шарі не може перевищувати 98°C тому, що при більшій температурі відбувається значне вилучення аміаку і підвищується кислотність гранул. З іншої сторони зниження температури гранул до 80÷85 °C характеризується суттєвим погіршенням кінетики грануляції, що супроводжується збільшенням пиловиносу. Коефіцієнт грануляції знижується до 65%.

Відповідно до прийнятого раніше припущення кількість розчинника, який необхідно випарити з в плівки рідини на поверхні гранул становить:

$$M_{H_2O} = 0,05M_{гран}(1 - \bar{x}_p), \quad (2.10)$$

де \bar{x}_p – масова частка сухих речовин в робочому розчині.

$$Q_{\text{вин}} = M_{H_2O} \cdot r, \quad (2.11)$$

де r – питома теплота пароутворення води при $t = 20^\circ\text{C}$, $r = 2448 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}$, [106].

Необхідна кількість теплоти, що підводиться кондуктивно від гранули:

$$Q_{\text{гр}} = M_{\text{гр}} \cdot C_{\text{гр}} \cdot (T_{\text{ш}} - T_M), \quad (2.12)$$

де $C_{\text{гр}}$ – теплоємність гранул сульфату амонію, $1450 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{град}}$.

Отже прирівнявши праві частини рівняння (2.10) і (2.11) одержимо:

$$M_{H_2O} \cdot r = M_{\text{гр}} \cdot C_{\text{гр}} \cdot (T_{\text{ш}} - T_M). \quad (2.13)$$

Звідси з урахуванням (2.9), (2.9а) одержуємо температуру шару розчину:

$$T_{\text{ш}} = \frac{0,05 \cdot r \cdot (1 - \bar{x}_p)}{C_{\text{гр}}} + T_M, \quad (2.14)$$

де T_M – температура мокрого термометра, $^\circ\text{C}$.

Еквівалентний діаметр шару, $D_e = 2,5 \text{ мм}$;

Густина гранул $\rho_T = 1450 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$;

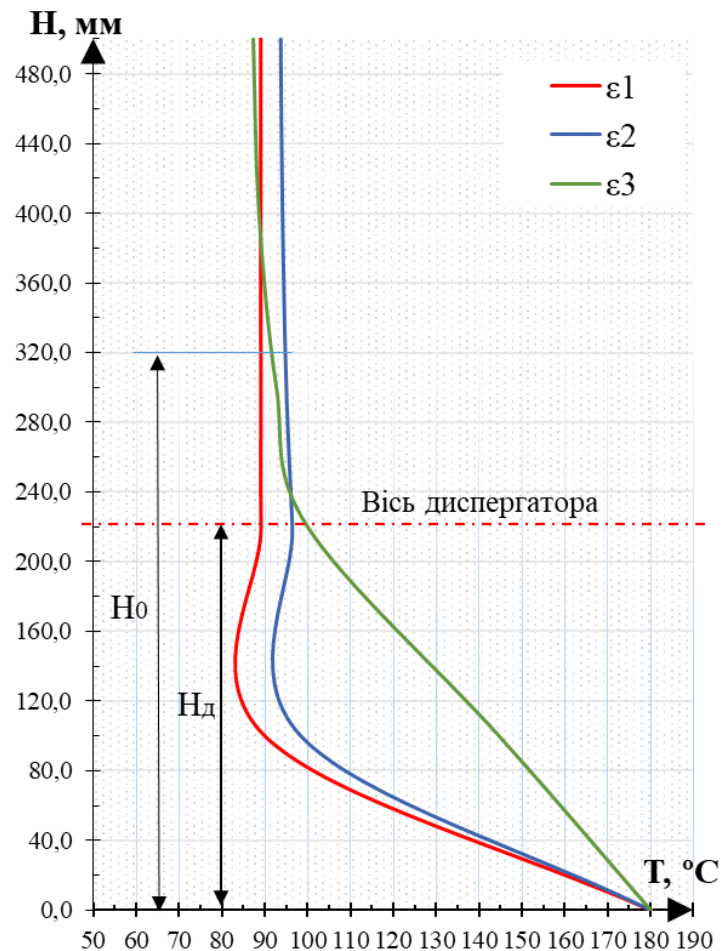
Температура мокрого термометра приймаємо $T_M = 55^\circ\text{C}$.

Швидкість теплоносія в шарі визначалась за методикою [106]. Швидкість твердих частинок в шарі визначалась як $w_{Ti} = \frac{d\varepsilon_i}{d\tau}$ для кожної зони у відповідності до методики [101]. Геометричні розміри нерухомого шару в грануляторі $A \times B \times H = 0,3 \times 0,1 \times 0,32 \text{ м}$. Коефіцієнт тепловіддачі приймався за даними роботи [106,119].

Рівняння (2.7), (2.8) були розв'язана методом Ейлера для систем диференціальних рівнянь другого порядку з використанням ітераційного уточнення розв'язку рівняння. Коефіцієнти розв'язку відповідно корегувалися, використовуючи методи числового інтегрування. Для цього складено програму із застосуванням середовища Borland Delphi із використанням модуля Math. Результати розв'язку наведені в додатку В та на рисунок 2.5.

Одержані залежності показують зміну розподілу температури по висоті шару в залежності від порозності, рисунок 2.5. Якщо для першої зони $\varepsilon_1 = \text{const}$, лінія зміни температури є однозначною то для другої ε_2 і третьої ε_3 відображені на графіку лінії є середнє значення, рисунок 2.5.

Так, для першої ε_1 і другої зони ε_2 , основний температурний перепад ($T_{\text{вх}} - T_{\text{ш}}$) реалізується на висоті 100 мм. Для висхідного потоку – зона III $\rightarrow \varepsilon_3$, основний перепад температур на висоті 240 мм. На висоті нерухомого шару $H_0 = 320$ мм, температури у всіх зонах набувають практично однакового значення. Збільшення розмірів зони використання рушійної сили по тепломасообміну пояснюється особливостями гідродинамічного неоднорідного псевдозрідження в струменево-пульсаційному режимі.



H_0 – висота нерухомого шару, H_d – висота розташування ротаційного диспергатора з горизонтальною віссю обертання

Рисунок 2.5 – Розрахунок зміни температури теплоносія по висоті шару при проведенні процесу грануляції для кожної з трьох зон

2.3 Моделювання руху рідини в ротаційному диспергаторі

Для збільшення розмірів зони розпилення приймаємо конструкцію ротаційного чашового диспергатора з перфорованою бічною поверхнею. Через отвори на бічній поверхні частина рідини розпилюється в зовнішній простір з об'ємними витратами $Q_{p1}, Q_{p2}, Q_{p3} \dots Q_{p6}$, рисунок 2.6.

Основною метою є формування за межами диспергатора множини крапель з середніми розмірами, які не перевищують порогові значення, що збільшує ризик утворення агломератів при розпиленні у псевдозрідженому шарі $d_{сеп} \leq 0,1D_e$. При $D_e = 2,5$ мм $d_{сеп} \rightarrow 250$ мкм.

Розмір крапель рідини цілком залежить від формування товщини плівки в полі відцентрових сил на днищі радіусом R_1 зона «Ф» та витрат рідкої фази рисунок 2.6. В зоні «Д» відбувається розпилення рідкої фази через перфоровану бічну поверхню диспергатора, рисунок 2.6.

Розпилення рідкої фази відбувається через бічну перфоровану поверхню ротаційного диспергатора, рисунок 2.6.

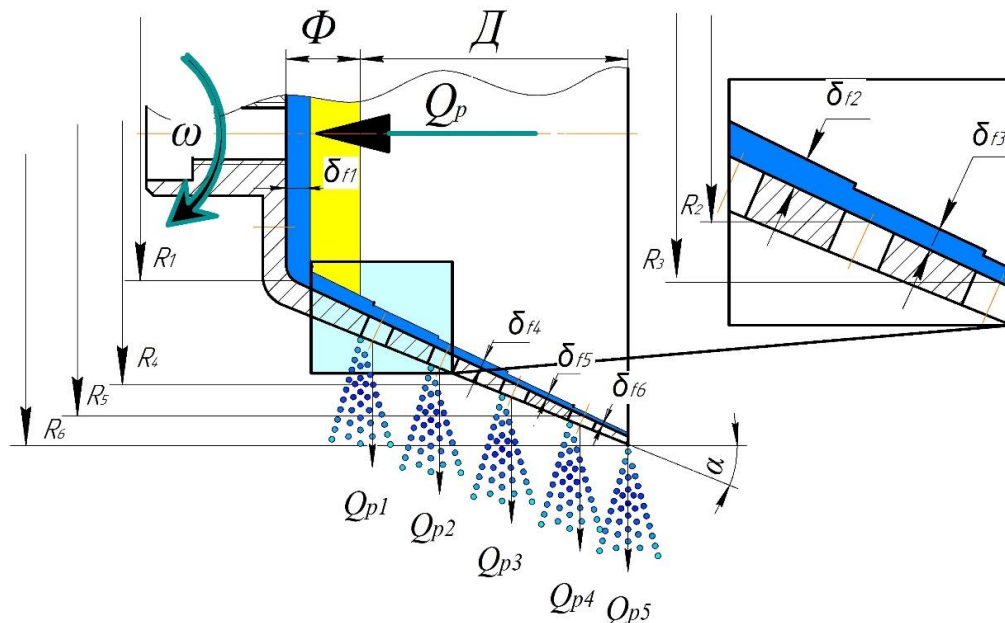


Рисунок 2.6 – Модель руху рідини в чаші ротаційного диспергатора з перфорованою бічною поверхнею

У випадку коли в зоні Ф формується плівка товщина якої сумірна з товщиною в'язкого гідродинамічного шару, тобто рідина не проковзує відносно

поверхні чаші диспергатора і відцентрова сила буде впливати на формування крапель, які будуть розпилюватись в навколишній простір.

Авторами [108] при моделюванні течії рідини в конічному суцільному диспергаторі на крайці одержано залежність для розрахунку товщини плівки:

$$\delta_f = \left(\frac{3\mu_\phi Q_p}{2\pi\rho_p R_i^2 \omega^2 \sin^2 \alpha} \right)^{\frac{1}{3}}, \quad (2.15)$$

де δ_f – товщина плівки рідини, м;

ω – кутова швидкість обертання диспергатора, рад/с;

ν – кінематична в'язкість рідини, м²/с;

Q_p – об'ємна витрата рідини, м³/с;

R_i – поточне значення радіуса конуса, м;

α – кут розкриття конуса чаші диспергатора.

Для зменшення локального ризику перезволоження шляхом збільшення довжини зони зрошення запропоновану бічну поверхню чашового диспергатора зробити перфорованою рисунок 2.6. Коефіцієнт перфорації бічної поверхні підбирається експериментально і змінюється в межах $\phi_0 \dots \phi_6$ (7–20%).

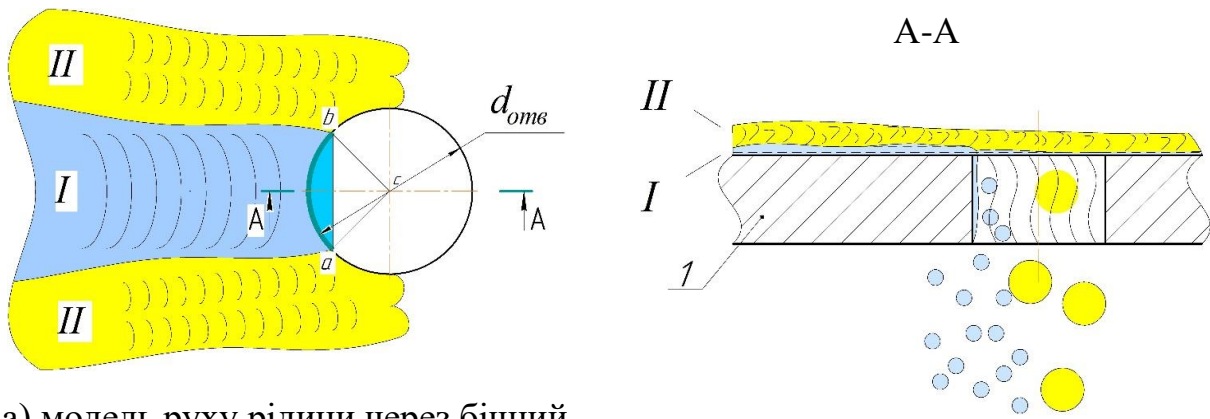
Двошаровий рух рідини виникає при збільшенні об'ємних витрат рідини або недостатній відцентровій силі. Цей режим руху рідини призводить до суттєвого збільшення розміру крапель в зоні диспергування, і тому, не може бути рекомендованим для реалізації пошарового механізму грануляції.

Припускаємо, що найбільша вірогідність проходження рідин через отвори на бічній поверхні це дуга **ab**, $\beta = 90^\circ$, рисунок 2.7.

Тоді довжина дуги в отворі на поверхні диспергатора розташованої перпендикулярно до напрямку руху рідини визначається:

$$ab = \frac{\pi \cdot d_{отв}}{4}, \quad (2.16)$$

де $d_{отв}$ – діаметр отворів на поверхні диспергатора, м.



а) модель руху рідини через бічний отвір на внутрішній поверхні диспергатора

б) розріз руху шарів рідини

1 – стінка диспергатора, 2 – дисперговані краплі рідини

I – в'язкий підшар рідини, II – другий шар рідини який проковзує по шару I

Рисунок 2.7 – Двошарова модель руху рідини по поверхні чаші диспергатора

Отже при кількості в отворів, що дорівнює i , приведена довжина крайки:

$$l_i = \overline{ab} \cdot i = \frac{\pi \cdot d_{oms}}{4} \cdot i. \quad (2.17)$$

Звідки коефіцієнт корегування витрат рідини K_i розраховується за виразом:

$$K_i = \frac{d_{oms} \cdot l_i}{2 \cdot \pi \cdot R_i}, \quad (2.18)$$

де i – кількість отворів в окремій зоні з діаметром $d_{отв}$, м;

R_i – значення радіуса розташування отворів на бічній поверхні диспергатора, м, рисунок 2.6.

Коефіцієнт розподілення впливає на витрати рідини по зонам і відповідно, на розмірі крапель.

Тобто для зони I K_1 набуває найменшого значення і в подальшому буде збільшуватись $K_1 < K_2 < K_3 < K_4 < K_5$. Відповідно для зони VI – крайки диспергатора $K_6 = 1,0$.

Отже товщина плівки в i – тій зоні перфорованого диспергатора визначається як:

$$\delta_{f(i)} = \left(\frac{3\mu_\phi K_i Q_{p(i)}^*}{2\pi\rho_p R_i^2 \omega^2 \sin^2 \alpha} \right)^{\frac{1}{3}}, \quad (2.19)$$

де $Q_{p(i)}^*$ – розрахункові об’ємні витрати для кожної зони, м³/с.

Які визначаються за експериментальними даними на дослідному стенді:

$$Q_{p(i)}^* = \bar{x}_i Q_p, \quad (2.20)$$

де \bar{x}_i – масова частка рідкої фази в i -тій зоні.

Таким чином, регулювання витрат та розмір крапель по довжині зони розподілення буде проводитись через коефіцієнт K_i для заданого значення кутової швидкості ω_i .

При збільшенні витрат без зміни числа обертів в зоні формування плівки рідини відбувається збільшення товщини плівки $\delta_1 \rightarrow \delta_{1\max}$. При цьому на внутрішній бічній поверхні чаші диспергатора починає формуватись поверх першого в’язкого гідродинамічного шару рідини другий на який менше впливає відцентрова сила тому що він ковзає по поверхні першого (в’язкого пограничного шару рідини, рисунок 2.7б). Це призводить до непрогнозованого збільшення витрат через перфоровані отвори та більшу крайку диспергатора і до суттєвого збільшення розмірів крапель в околі зони зрошення.

Для визначення умов переходу руху рідини в двошаровий запропоновано використовувати фактор формування плівки в полі відцентрових сил:

$$H_g = Fr_{\min} \cdot Re_{nl.(\min)}, \quad (2.21)$$

$Re_{nl.(\max)}$ – максимальні значення плівкового критерія Рейнольдса на мінімальному радіусі, R_1 в чаші диспергатора, рисунок 2.6.

$$Re_{nl} = \frac{4 \cdot Q_v}{\nu} \quad (2.22)$$

де Q_v – максимальні приведені об’ємні витрати рідкої фази, $\frac{m^3}{c \cdot m}$;

ν_p – кінематична в’язкість рідини, при даній температурі, $\frac{m^2}{c}$;

$$Q_v = \frac{Q_p}{2 \cdot \pi \cdot R_1} \quad (2.23)$$

де Fr_{\min} – відцентровий критерій Фруда:

Q_p – об’ємна витрата рідини, м³/с;

R_1 – мінімальний радіус чаші ротаційного диспергатора, м.

$$Fr_{\min} = \frac{\omega^2 R_1}{g} \quad (2.24)$$

Таким чином, при роботі диспергатора в повітряному середовищі шляхом відео і фото спостереження можливо визначити параметр H_g при якому середній розмір крапель буде менше $d_{кр} \leq 250$ мкм.

2.4 Фізична модель роботи ротаційного диспергатора у псевдозрідженому шарі

Застосування ротаційного чашового диспергатора з перфорованою бічною поверхнею розташованою в середині псевдозрідженого шару, забезпечить розпилювання без обмежень гетерогенних рідких системи при одночасному збільшенні геометричних розмірів зони зрошення рисунку 2.8.

Окрім того, значно збільшується вірогідність контакту гранул, що рухаються всередині чаші диспергатора з плівкою рідкої фази, які після зволоження, інтенсивно, під дією відцентрової сили виводяться на зовні. Це суттєво зменшує ризик утворення локальних зон перезволоження. Фізична модель роботи ротаційного диспергатора наведена на рисунку 2.8.

Передбачається, що процес грануляції буде реалізовано при неоднорідному псевдозрідженні [118].

В диспергатор 1 через трубку 2 подається гетерогенна рідка фаза з додаванням повітря для покращення розподілення рідини в зоні «Ф». При подачі рідкої фази (суспензії) в області **abck**, зона **Ф**, рисунок 2.8 утворюється повітряно–рідинна суміш, яка має високу щільність зрошення для гранул, що ній знаходяться. Це може призвести до утворення рідинних містків між ними. Проте

частковий обмін рідиною між сусідніми шарами гранул, які по мірі наближення до крайки диспергатора, під дією відцентрової сили досягають внутрішньої поверхні чаші рисунок 2.8б. При цьому відцентрова сила збільшується пропорційно радіусу, тому на поверхні частинок залишається тільки та рідина, яка може утримуватись тільки за рахунок адгезійно-сорбційних сил. На виході із чаші диспергатора, по лінії **de**, зернистий матеріал відводиться за рахунок інтенсивного викиду кластеру вологих гранул, які мають віялову обертову траєкторію руху і таким чином реалізується модель 1 рисунок 2.1. Це дозволяє досягти розподілення серед сухих гранул і забезпечити контакт – 1;1, а в більшості 1;2 і 1;3, рисунок 2.1а.

В точці **b** на відстані R_1 від вісі обертання диспергатора знаходиться множина гранул рисунок 2.8. Перший ряд гранул під дією відцентрової сили C_0 переміщається до внутрішньої поверхні чаші диспергатора по якій рухається рідина, рисунок 2.8. Одночасно на гранули діють сили тертя різної природи f_1, f_2, f_3 , які виникають при русі першого ряду до виходу з чаші диспергатора рисунок 2.8. Відцентрова сила для першого ряду гранул з масою m в точці **b**, рисунок 2.8, визначається за виразом:

$$C_0 = m\omega^2(R_1 - \frac{d_{ep}}{2}). \quad (2.25)$$

Виштовхувальна сила, що діє вздовж внутрішньої поверхні становить:

$$\tau_{ep} = C_0 \cdot \sin \alpha = 0,422C_0. \quad (2.26)$$

Приймаємо $\alpha = 25^\circ$, а $\sin \alpha = 0,422$.

В подальшому відцентрова сила буде зростати пропорційно радіусу і у випадку $R_2 = 2 \cdot R_1$ забезпечується адекватне збільшення виштовхувальної сили $\tau_{гр}$, рисунок 2.8. При цьому в чашу диспергатора відповідно до гідродинамічного режиму з частотою 1,7-2,4 [Гц] буде входити сухий гранульований продукт, який буде розподілятися і рухатись вздовж твірних поверхонь ротаційного диспергатора. Отже розміщений всередині псевдозрідженого шару ротаційний чашовий диспергатор може створювати інтенсивну циркуляцію зернистого матеріалу в середині чаші диспергатора. В результаті цього виникає зона

внутрішнього зрошення Δl_1 (динамічна зона зрошення), що призводить до збільшення загальної зони зрошення та утворення додаткового контуру циркуляції, рисунок 2.8.

Це дозволяє забезпечити розподілення вологих гранул, як мінімум по схемі $1 \div 1$, рисунок 2.1. Враховуючу потужне винесення зволожених і мокрих гранул із чаші диспергатора вздовж вісі обертання на величину Δl_1 , забезпечується з високою вірогідністю реалізації схеми 1-3, або навіть 1-4, рисунок 2.8. Тобто ротаційний диспергатор конічного типу з горизонтальною віссю обертання забезпечує інтенсивне переміщення зволожених гранул в горизонтальному напрямку, що зумовлює перемішування зернистого матеріалу в апараті в напрямку цієї осі.

Отже загальна зона зрошення визначенна за виразом

$$L = L_0 + \Delta l_1 \quad (2.27)$$

де L_0 – довжина диспергатора, м

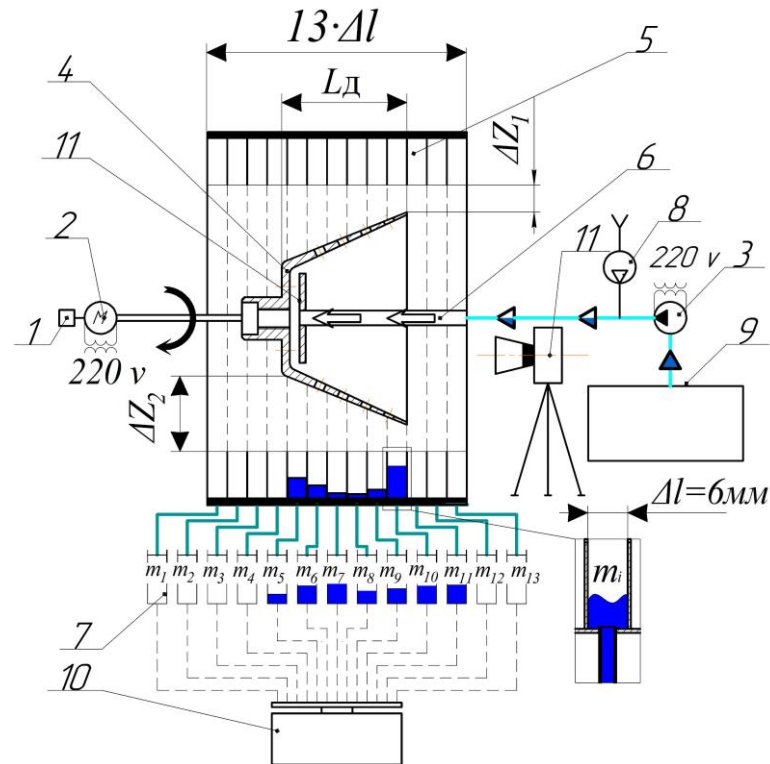
Інтенсивне переміщення зернистого матеріалу в околі диспергатора забезпечується гідродинамікою струменево-пульсаційного режиму псевдозрідження в автоколивальному режимі.

Для перевірки фізичної моделі роботи ротаційного диспергатора та вплив його на кінетику процесу грануляції необхідно провести експериментальні дослідження.

2.5 Методика проведення комплексних експериментальних досліджень

2.5.1 Дослідження роботи ротаційного чашового диспергатора з перфорованою бічною поверхнею

Для проведення досліджень створений спеціальний експериментальний стенд, рисунок 2.9.



- 1 – електронний частотомір, 2 – електродвигун, 3 – дозуючий насос,
 4 – диспергатор, 5 – камера збору рідини; 6 – трубка подачі, 7 – мірні ємності,
 8 – компресор, 9 – ємність модельної рідини, 10 – електронні ваги,
 11 – стабілізуюча вставка, 12 – фотоапарат

Рисунок 2.9 – Експериментальний стенд для досліджень роботи
 ротаційних чашових диспергаторів

На валу двигуна 2, рисунок 2.9, передбачено встановлення різних ротаційних диспергаторів різних типів. Для подачі рідкої фази використовувався дозуючий насос шлангового типу 3, з пульсуючою подачею рідини. Для досягнення рівномірності витрат рідини в живильну трубку 6 введена трубка для подачі стисненого повітря від компенсатора 8. Для забезпечення рівномірності розподілення рідинно-газової суміш безпосередньо в чаші диспергатора на живильну трубку 6 встановлено стабілізуючу вставку 11.

Маса рідини яка зібрана в мірних ємностях 7 потім визначається на електронних вагах 10.

Диспергатор в камері розташований коаксіально, при цьому відстань крайки більшого діаметра від кільцевої перегородки камери 5, $\Delta Z_1 = 15$ мм і $\Delta Z_2 = 30$ мм, рисунок 2.9.

Масові витрати рідкої фази змінюються в межах $G = (6,4 \div 34,2)$ кг/год і вимірюються ваговим методом з точністю $\pm 0,05$ кг/год. В якості модельної рідини використовувалась вода при температурі $20 \pm 1^\circ\text{C}$. Кількість обертів диспергатора змінюється від 50 до 90 1/с і фіксується електронним частотоміром з точністю ± 1 с⁻¹, рисунок 2.9.

Фотофіксація та спостереження процесу диспергування здійснювались за допомогою цифрового фотоапарата.

2.5.2 Визначення параметрів розподілення маси рідини по довжині робочої зони диспергування

1. Об'ємна щільність зрошення внутрішньої поверхні диспергатора, $(\frac{\text{м}^3}{\text{с} \cdot \text{м}^2})$:

$$\Gamma_v = \frac{G_p}{\rho_p \cdot f_g}, \quad (2.29)$$

де G_p – максимальні масові витрати рідини на вході до диспергатора визначаються за показниками дозуючого насоса, кг/с;

f_g – площа внутрішньої поверхні ротаційного диспергатора, що має форму зрізаного конуса, м².

$$f_g = \pi l_s (R_1 + R_6) \quad (2.30)$$

де R_1, R_6 – більший і менший радіус основ зрізаного конуса, м;

l_s – довжина твірної, м.

2. Масова частка рідини в i -тій камері блоку 5:

$$X(i) = \frac{m_i}{\sum m_i}, \quad (2.31)$$

де m_i – маса рідини зібраної за час дослідження $\Delta \tau$ в i -тій комірці блоку камери 5;

$\sum m_i$ – сума мас рідини по комірках блоку 5.

3. Щільність розподілення маси рідини по довжині розпилення робочої зони, $\frac{1}{m}$:

$$j = \frac{X(i)}{\Delta L_i}, \quad (2.32)$$

де ΔL_i – ширина робочої комірки блоку 5, м.

4. Індекс нерівномірності для окремих витрат рідини, при постійному значенні відцентрового числа Фруда:

$$i_{\theta(i)} = \left(1 - \frac{l_{1(i)}}{l_{2(i)}} \right)^2, \quad (2.33)$$

де $l_{1(i)}$ – лінійний розмір зони розпилення рідини вздовж горизонтальної вісі для якої сума масових часток рідини змінюється від 0 до 0,5, рисунок 2.10;

$l_{2(i)}$ – лінійний розмір зони розпилення рідини вздовж горизонтальної вісі для якої сума масових часток змінюється від 0,5 до 1,0, рисунок 2.10;

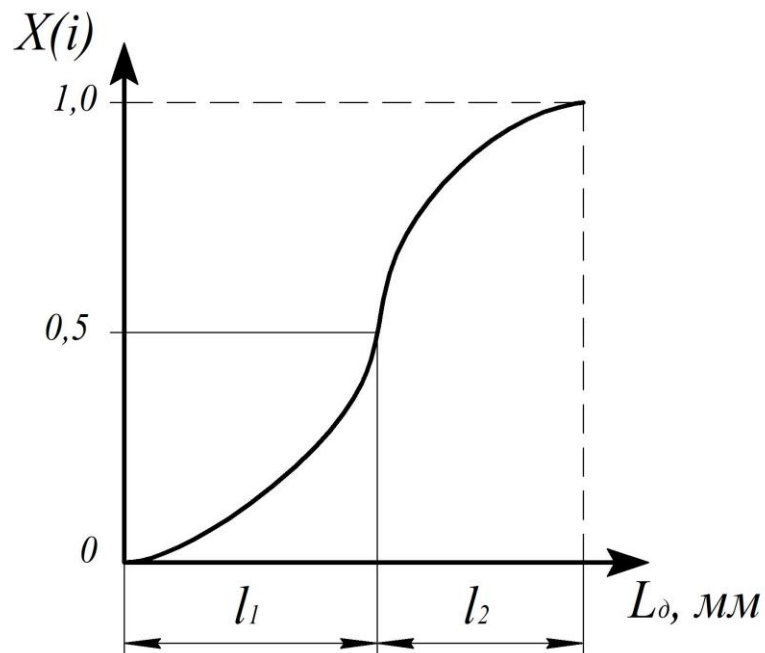


Рисунок 2.10 – Визначення індексу відхилення від рівномірності

$\left[\frac{l_1}{l_2} \right] = 1$ – заданий індекс рівномірності тобто $L_{zp} = l_1 + l_2$, $\sum X(i)$ – сума масових часток.

Узагальнене значення індексу відхилення від рівномірності для різних витрат рідини при $Fr = \text{const}$, визначалось як:

$$i_s = \frac{\sum_{i=1}^{N_d} i_{\varepsilon(i)}}{N_d}, \quad (2.34)$$

де N_d – кількість дослідів, $N_d = 5$.

2.6 Визначення кінетичних характеристик процесу утворення багатошарових гуміново-мінеральних твердих композитів

Метою експериментальних досліджень було перевірка положень фізичної і математичної моделей проведення процесу грануляції із застосуванням ротаційних диспергаторів.

Для перевірки положень фізичної моделі досліди проводились в апараті з псевдозрідженим шаром, який виконаний по формі паралелепіпеда в нижній частині якого розташовано ГРП.

В якості початкових центрів грануляції використовувались дрібні гранули. Температуру нагрітого теплоносія на вході до гранулятора підтримувались на рівні 180 ± 5 °С, у псевдозрідженому шарі – 95 ± 2 °С, шляхом зміни витрат робочого розчину, який за допомогою ротаційного диспергатора розпилюється всередину псевдозрідженого шару.

Рідка фаза створювалась на основі 40% (мас.) водяного розчину сульфату амонію з рН=6,5–7,6 з домішками гумінових речовин, кістяного борошна.

При встановленні стаціонарного процесу необхідно з періодом 20 хвилин фіксувати температуру теплоносія в шарі і на вході в апарат (точність $\pm 0,5$ °С). Витрати повітря вимірювати за допомогою камерної діафрагми з точністю $\pm 0,5$ м³/год, а витрати рідкої фази визначати за зміною маси в робочій ємності за

певний період часу, з точністю $\pm 0,005$ кг. Час досліду фіксувати спеціальним хронометром з точністю ± 30 с. Періодично, з інтервалом 20 хвилин, відбирати проби (100 г) для проведення ситового аналізу.

Масу псевдозрідженого шару визначати через його гідравлічний опір в діапазоні 2400 ± 80 Па, і підтримували постійною шляхом вивантаження гранульованого продукту.

За результатами експериментів визначалися:

Еквівалентний діаметр частинок у псевдозрідженому шарі розраховується за виразом:

$$D_e = \frac{1}{\sum \frac{y_i}{d_i}}, \quad (2.35)$$

де y_i – масова частка i -тої фракції (визначається за даними ситового аналізу);

d_i – середній діаметр i -тої фракції визначається як середнє геометричне:

$$d_i = \sqrt{d_1 \cdot d_2}, \quad (2.36)$$

де d_1, d_2 – діаметр отворів двох сусідніх сит при проведенні ситового аналізу.

$$W_p = \frac{Q}{3600 \cdot F_a}, \quad (2.37)$$

де Q – об'ємні витрати повітря, за нормальних умов, $\text{м}^3/\text{год}$;

F_a – площа апарату в зоні ГРП, м^2 :

$$F_a = A \cdot B \quad (2.38)$$

де A і B – геометричні розміри апарату в зоні ГРП, $A = 0,304$ м, $B = 0,114$ м;

Число Рейнольдса для газового середовища

$$\text{Re} = \frac{Ar \cdot \varepsilon_0^{4,75}}{18 + 0,61(Ar \cdot \varepsilon_0^{4,75})^{0,5}}, \quad (2.39)$$

де ε_0 – порозність нерухомого шару $\varepsilon_0 = 0,4$;

Ar – число Архімеда:

$$Ar = \frac{g D_e^3 (\rho_t - \rho_r)}{\nu_r^2 \rho_r}, \quad (2.40)$$

де ρ_m – густина твердих частинок, $\text{кг}/\text{м}^3$;

ρ_e – густина теплоносія при температурі шару, кг/м^3 ;

ν_e – коефіцієнт кінематичної в'язкості теплоносія при температурі шару, $\text{м}^2/\text{с}$.

Питоме навантаження поверхні частинок у псевдозрідженому шарі за вологою, a_f , $\text{кг вол.}/(\text{м}^2 \cdot \text{год.})$, характеризує інтенсивність тепломасообмінних процесів і розраховується за виразом:

$$a_f = \frac{M_B}{f_{\text{ш}}}, \quad (2.41)$$

де $f_{\text{ш}}$ – загальна поверхня твердих частинок в шарі, м^2 ;

M_B – кількість води, яка надходить до апарату з рідкою фазою, при грануляції, кг/год .

Масові витрати рідкої фази вимірюються ваговим методом, масові витрати води розраховуються за виразом:

$$M_B = \frac{(M_1 - M_2)}{g \Delta \tau} \cdot (1 - \bar{x}_p), \quad (2.42)$$

де M_1, M_2 – маса рідкої фази на початку і в кінці часового інтервалу, кг ;

\bar{x}_p – масова частка сухих речовин.

Загальна поверхня частинок у псевдозрідженому шарі:

$$f_{\text{ш}} = \frac{6F \Delta P_{\text{ш}}}{D_e \cdot \rho_t g}, \quad (2.43)$$

де F – площа апарату в перерізі газорозподільного пристрою, м^2 ;

ρ_m – густина твердих частинок, кг/м^3 ;

$\Delta P_{\text{ш}}$ – гідравлічний опір псевдозрідженого шару (поточне значення), Па .

Ефективність процесу визначалась через коефіцієнт гранулоутворення, %:

$$\psi = \frac{G_{\text{гр}}}{G_{\text{м}}} \cdot 100\%, \quad (2.44)$$

де $G_{\text{гр}}, G_{\text{м}}$ – маса гранульованого продукту, що вивантажують з апарату за певний час, та маси сухих речовин, що надійшла за цей час до апарату з робочим розчином.

Питома продуктивність апарату по гранульованому продукту, кг/(м²·год):

$$A_{ep} = \frac{G_{ep}}{A \cdot B}, \quad (2.45)$$

де А, В – розміри апарату в зоні газорозподільчої решітки, м;

G_{ep} – середньо встановлена продуктивність по гранульованому продукту за певний часовий інтервал, кг/год.

Первинна обробка експериментальних даних наводиться у вигляді графічної динаміки залежностей зміни базових характеристик процесу в часі:

- еквівалентного діаметра частинок в шарі – $D_e = f(\tau)$;
- масових часток окремих фракцій – $X_i = f(\tau)$;
- загальної поверхні частинок в псевдозрідженому шарі $f_{ш} = f(\tau)$;
- коефіцієнта гранулоутворення – $\psi = f(\tau)$;
- питомої щільності зрошення за вологою поверхні частинок в псевдозрідженому шарі за вологістю $a_f = f(\tau)$;
- питома продуктивність апарату по гранульованому продукту $A_{гр} = f(\tau)$.

2.7 Опис пілотної установки

З метою перевірки фізичної та математичних моделей процесу грануляції при одержанні гранульованого добрива з пошаровою структурою при застосуванні ротаційного диспергатора з бічною перфорованою поверхнею модернізовано пілотну установку.

Пілотна установка рисунок 2.11, призначена для дослідження кінетики процесів грануляції при зневодненні гетерогенних рідких систем.

Гранулятор 1 має прямокутну камеру з площею перерізу $F=0,0347$ м² (0,304х0,114 м). Для зменшення швидкості відпрацьованого теплоносія верхня частина камери гранулятора виконана з розширенням і з'єднана з циклоном.

Вузол вивантаження розташований в нижній частині апарату і дозволяє вести загальне і сепараційне вивантаження гранул заданого розміру. Камера

Підтримання заданого значення температури у псевдозрідженому шарі проводилось шляхом зміни витрат робочого розчину, який надходить до гранулятора. Температура вимірювалась в характеристичній точці $X=280$, $Y=30$, $Z=220$.

В установці передбачена можливість ручного та автоматичного режиму керування витратами рідкої фази, яка надходить в апарат. Витрати теплоносія вимірювались камерною діафрагмою 9 з точністю ± 2 м³/год.

Для сухої очистки відпрацьованого теплоносія використовується циклон типу “НИИОГАЗ” 6, діаметром 150 мм. Кінцева очистка газів, які відходять, проводиться в прямооточному насадковому скрубєрі 7.

При роботі установки за допомогою вакуум-насосу 8 повітря надходить до електрокалорифера 15. Після електрокалорифера теплоносії з заданою температурою подається у дифузор апарату 1 і через ГРП – до камери гранулятора, де відбувається безпосередній контакт з частинками зернистого шару.

Після нагріву шару до робочої температури 95°C подається рідка фаза, яка розпилюється ротаційним диспергатором 2.

Відбір гранульованого продукту для проведення ситового аналізу проводиться через вивантажувальний пристрій гранулятора.

При проведенні експериментальних досліджень проводилось безперервне вимірювання:

- температури теплоносія на вході до апарату T_1 , °C;
- температури псевдозрідженого шару T_2 , °C;
- витрати теплоносія за допомогою камерної діафрагми (PD₃), м³/год;
- витрати розчину, який вводиться у псевдозріджений шар, кг/год. за допомогою електронних ваг;
- перепади тиску, у псевдозрідженому шарі, тиск у апараті – за допомогою U - подібних водяних дифманометрів.

Температурне поле в псевдозрідженому шарі і над ним досліджувалось виносними мало інерційною голкоподібними хромель-копельєвими

термопарами які під'єднанні до модуля введення ІСР-7018. Значення температур записувались з частотою 1 сек.

Висновки до розділу 2

1. Обґрунтовано принципи методи та умови проведення процесу грануляції з пошаровим механізмом при зневодненні рідких гетерогенних систем у псевдозрідженому шарі.

2. Запропоновано спосіб введення рідкої гетерогенної фази в псевдозріджений шар з застосуванням ротаційного чашового диспергатора, що дозволило суттєво збільшити розміри зони розпилення та забезпечить контрольоване формування розмірів крапель.

3. Визначено умови при яких зона зрошення збільшується за рахунок інтенсивного винесення зволжених гранул з внутрішнього простору чаші ротаційного диспергатора та створення додаткової зони інтенсивної горизонтальної циркуляції в камері гранулятора.

4. Запропоновано методика оцінки руху рідини в чаші ротаційного диспергатора, яка дозволяє визначити якісні і кількісні характеристики диспергування

5. Обрана математична модель для опису теплообміну при проведенні процесу грануляції в умовах неоднорідного струменево-пульсаційного режиму псевдозрідження із застосуванням ротаційного диспергатора.

6. Розроблено методику комплексних експериментів для дослідження роботи диспергаторів різних типів та створено експериментальні стенди.

7. Обрано методику експериментальних досліджень кінетики процесу грануляції та проведено модернізацію дослідної установки

РОЗДІЛ 3. ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ РОТАЦІЙНИХ ДИСПЕРГАТОРІВ

Метою експериментальних досліджень було визначення параметрів роботи ротаційних диспергаторів.

За попередніми дослідженнями обрано ротаційний диспергатор у вигляді зрізаного конуса із перфорованою бічною поверхнею

3.1 Дослідження роботи ротаційних чашових диспергаторів

3.1.1 Визначення параметрів розпилення диспергатора типу 1

Конструкцію та зовнішній вид ротаційного диспергатора типу 1 наведено на рисунку 3.1а. Для збільшення геометричних розмірів зони розпилення на бічній поверхні по чотирьом рівномірно розташованим спіралям на яких розміщені отвори діаметром $\varnothing 4,5$ мм (рисунки 3.1б). Коефіцієнт перфорації, рисунок 3.1г, на бічній поверхні змінювався від 2,8 до 9,5% зони $Z_1 - Z_5$ (рисунки 3.1б). На днищі ротаційного диспергатора розташовані 6 отв. $\varnothing 4,5$ мм (рисунки 3.1в), що забезпечило сумарний коефіцієнт перфорації для зони $Z_0 - \varphi = 7,6\%$.

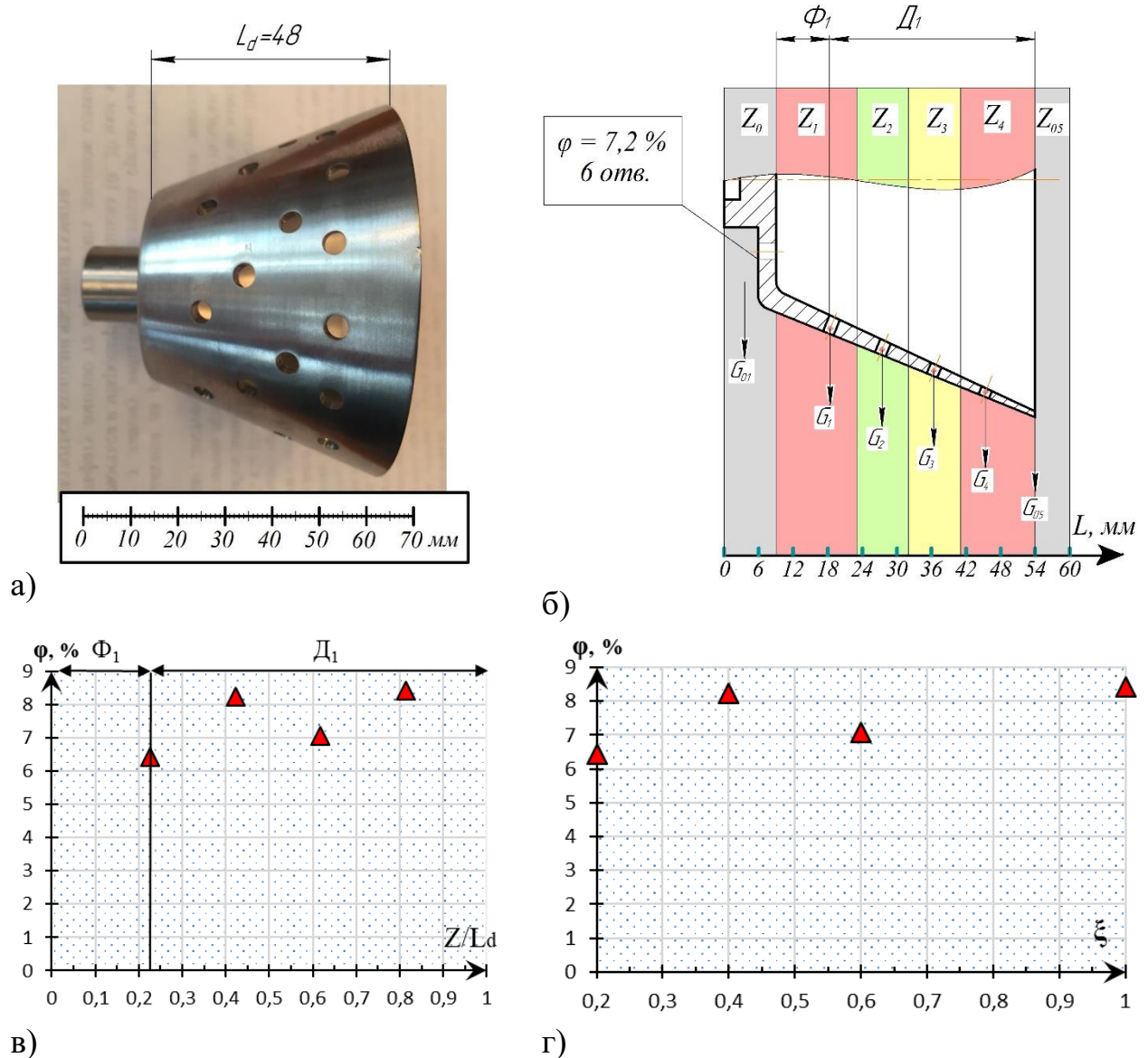
Розподілення коефіцієнту перфорації φ по приведеній довжині диспергатора наведено на рисунку 3.1г. Так, при значенні приведеної довжини $0 \leq \frac{Z_i}{L} \leq 0,23$, зона «Ф» чаша диспергатора немає отворів в якій формується плівка рідини, рисунок 3.1г. В діапазоні зміни $Z_i/L < 1,0$ зона «Д», на бічній поверхні диспергатора розташовані отвори з відповідним коефіцієнтом перфорації, що забезпечує розпилення рідкої фази в навколишнє середовище. Середній коефіцієнт перфорації в зоні «Д» становить $\Sigma\varphi_D = 7,2\%$.

Диспергатор виготовлений з нержавіючої сталі Х18Н10Т з полірованою поверхнею $R_z \leq 20$ мкм.

Дослідження проводились на експериментальному стенді згідно методики розділ 2.п.5. Загальна зовнішня довжина робочої чаші диспергатора $L_p = 48$ мм.

Частота обертів диспергатора вимірювалась електронним частотоміром в межах 50-90 1/с з точністю $\pm 0,5$. В якості модельної рідини використовували

воду при $t = 20^\circ\text{C}$. Масові витрати рідкої фази вимірювалися з точністю $\pm 0,01$ кг/год.



а – конструкція диспергатора; б – розташування умовних зон;
в – розподілення коефіцієнта перфорації по приведений довжині диспергатора; г – розподілення коефіцієнта перфорації по приведений поверхні зони диспергування.

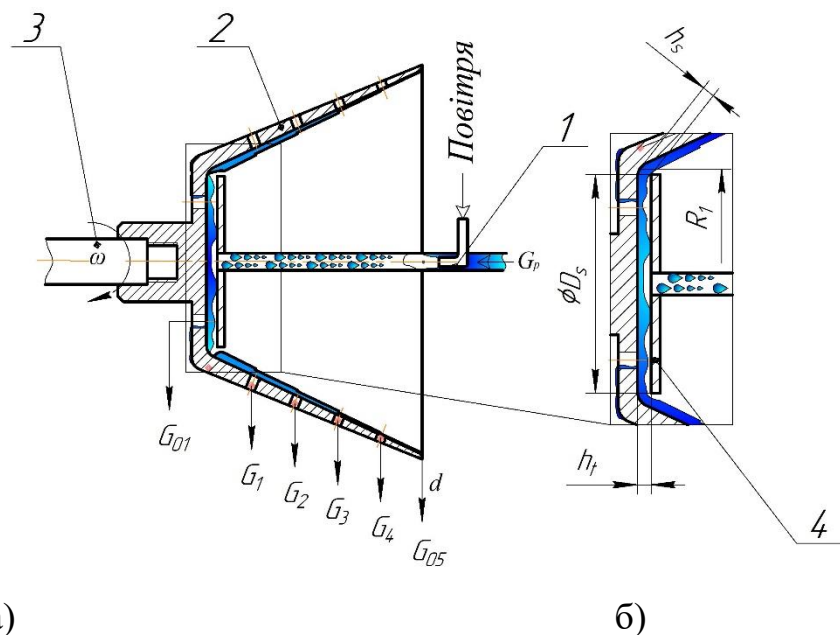
Рисунок 3.1 – Ротаційний чашовий диспергатор тип 1, середнє значення коефіцієнта перфорації $\varphi_{д1} = 7,7\%$

Розподілення коефіцієнта перфорації по довжині диспергатора, рисунок 3.1в, показує наявність зони в якій відсутня перфорація – зона «Ф» і зона з перфорованою бічною поверхнею зона «Д». Розподілення коефіцієнта

перфорації по приведеній поверхні зони диспергування наведено на рисунку 3.1г.

Подача рідини в середину диспергатора здійснювалась дозуючим шланговим насос ВЗ-V 1201, з пульсаційним режимом подачі, що негативно впливало на рівномірність розподілення рідини по внутрішній поверхні диспергатора. Для усунення цього впливу запропоновано в зоні введення рідини встановити на живильну трубку 1 стабілізуючу вставку 4 з відповідними зазорами $h_t = 4$ мм, $h_s = 2$ мм, та діаметром $D_s = 36$ мм рисунок 3.2 б.

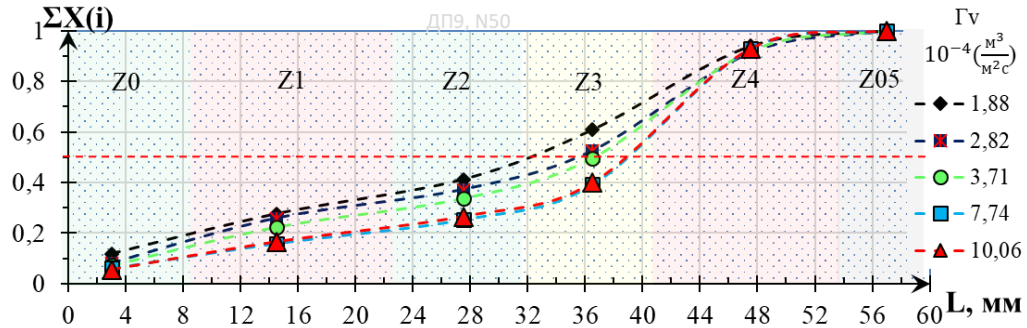
Застосування стабілізуючої вставки 4 з додатковим введенням повітря в живильну трубку 1 дозволить реалізувати аерогідротранспорт, що зменшить вірогідності забивання трубки при подачі висококонцентрованих рідких систем рисунок 3.2 а. Зону диспергування ротаційного диспергатора розбито на умовні зони $Z_0 \dots Z_{05}$, рисунок 3.1 б в кожній із яких розташовані отвори на бічній поверхні.



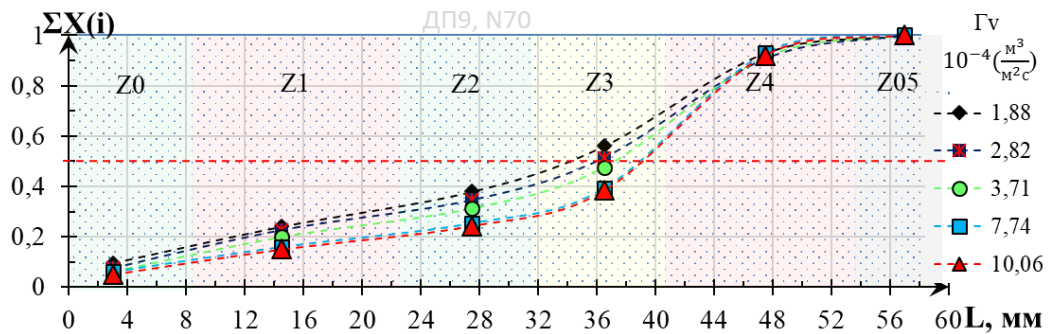
а – робоча схема подачі; б – розміщення стабілізуючої вставки; 1 – трубка подачі робочого розчину; 2 – диспергатор; 3 – привідний вал; 4 – стабілізуюча вставка

Рисунок 3.2 Схема подачі рідкої фази до ротаційного чашового диспергатора тип 1

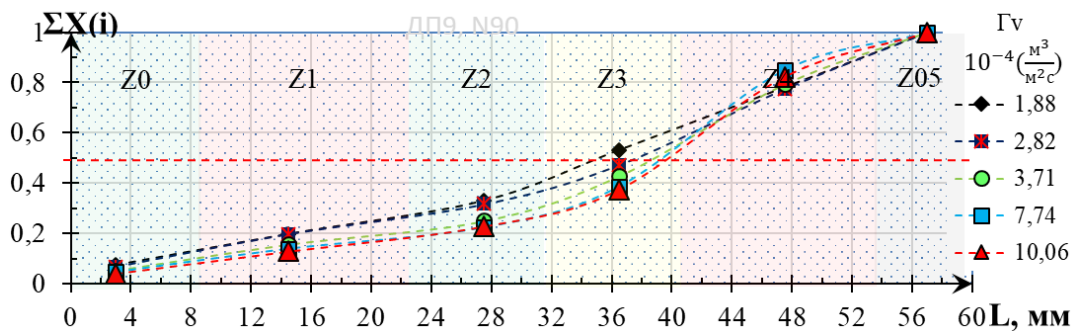
Результати дослідження наведені на рисунку 3.3-3.7 та додатку Б. Загальна робоча довжина диспергатора $L_d = 48$ мм дорівнює сумі лінійних розмірів зон від $Z_1 - Z_5$. Зони Z_0 , та Z_{06} розташована за межами диспергатора приймаємо шириною 6 мм.



а) $V_{л1(max)} = 12,6$ м/с, $i_s = 0,67$



б) $V_{л2(max)} = 17,6$ м/с, $i_s = 0,76$;



в) $V_{л3(max)} = 22,6$ м/с, $i_s = 0,85$

Рисунок 3.3 – Інтегральне розподілення маси рідини вздовж вісі обертання диспергатора 1 типу при різних значеннях Γv та різних максимальних лінійних швидкостях крайки диспергатора при коефіцієнті перфорації $\phi_{д1} = 7,7\%$

Характер розподілення маси по довжині диспергатора проводився за інтегральним розподіленням маси рідини для різних значень питомої об'ємної

щільності зрошення Γ_v та максимальних лінійних швидкостей більшої крайки визначено за методикою розділу 2.5.2, та наведено на рисунку 3.3.

Масові витрати рідини, яка подається в диспергатор становила $G = 6,4 \div 34,2$ (кг/год), що в перерахунку на питому об'ємну щільність зрошення внутрішньої поверхні диспергатора розділ 2 Γ_v становила відповідно $(1,88 \div 10,06) \cdot 10^{-4} \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \text{с}}$.

Так, при лінійній швидкості $V_{\text{л1(max)}} = 12,6$ м/с, узагальнений індекс нерівномірності $i_s = 0,67$. Але при збільшенні лінійної швидкості до $V_{\text{л2(max)}} = 17,6$ м/с та $V_{\text{л3(max)}} = 22,6$ м/с індекс нерівномірності відповідно зростає до $i_s = 0,76$ та $i_s = 0,85$, рисунок 3.3. Це пояснюється пропорційним збільшенням відцентрової сили, під дією якої формуються та переміщуються струмені рідини в зоні «Ф» – $0,23Z_i/L$.

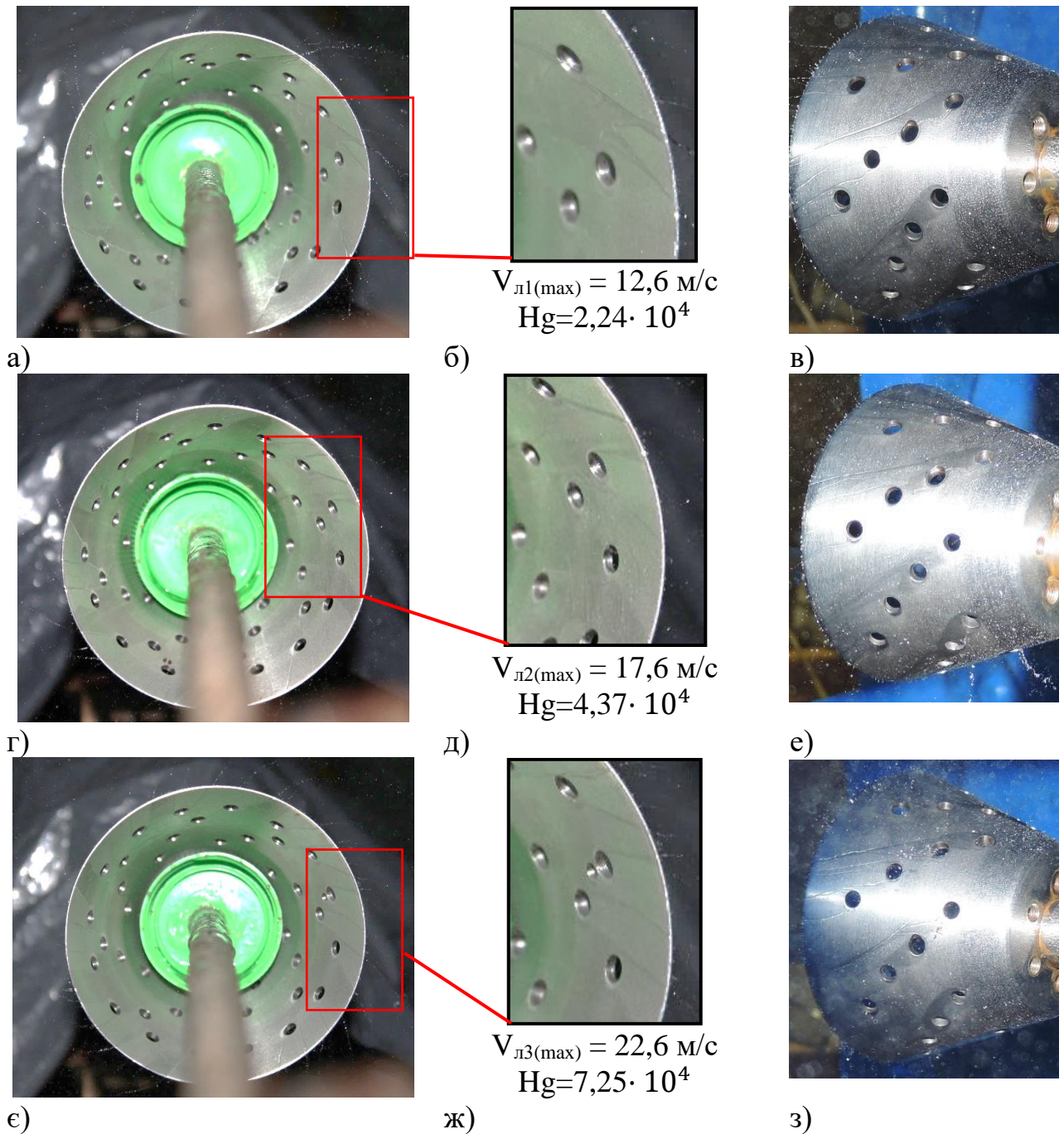
Окрім того встановлено, що внаслідок дії сил поверхневого натягу на зовнішній поверхні диспергатора утворюються струмені рідини які прямують до більшої крайки диспергатора рисунок 3.4, що зумовлює зростання щільності зрошення, в зоні Z_4 , біля більшої крайки диспергатора рисунок 3.3

Зокрема для параметра $\Gamma_v = 3,71 \cdot 10^{-4} \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \text{с}}$ і лінійній швидкості $V_{\text{л1(max)}} = 12,6$ м/с, рисунок 3.4 б,г,є, спостерігаються струмені рідини, які рухаються по зовнішній поверхні диспергатора в напрямку до більшої крайки диспергатора. Збільшення лінійної швидкості на 40 % до $V_{\text{л2(max)}} = 17,6$ м/с дещо зменшує розміри струменів без зміни напрямку їх руху, рисунок 3,4 б,в.

На більшій крайці диспергатора та через бічні отвори чітко видно формування різних за розмірами крапель які визначаються зростанням щільності зрошення. При підвищенні лінійної швидкості в 1,4 рази в порівнянні з $V_{\text{л1(max)}}$ розміри струменів на зовнішній поверхні суттєво зменшується, без зміни напрямку руху, рисунок 3.4 з.

У випадку збільшення питомих витрат Γ_v в 2 рази $7,74 \cdot 10^{-4} \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \text{с}}$, рисунок 3.5 на внутрішній поверхні диспергатора в зонах Z_2 , Z_3 , поверх пограничного динамічного шару формується додатковий шар рідини із більшою

товщиною ніж пограничний. На цей шар в меншій мірі має вплив відцентрова сила та спостерігається його інтенсивний рух до більшої крайки диспергатора.



а,г,е – рух рідини по внутрішній поверхні при різних лінійних швидкостях більшої крайки;

б,д,ж – фрагменти руху рідини біля крайки диспергатора;

в,е,з – рух рідини по зовнішній поверхні диспергатора;

Рисунок 3.4 – Фотофіксація руху рідини по внутрішній та зовнішній поверхні ротаційного чашового диспергатора типу 1 при $\Gamma_v = 3,74 \cdot 10^{-4} \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \text{с}}$ і різних лінійних швидкостях

При попаданні цього шару до отворів на бічній поверхні відбувається формування великих струменів рідини, що призводить до суттєвого збільшення розмірів крапель в зоні розпилення, що підвищує ризик формування агломератів в навколишньому середовищі диспергатора при грануляції.

Отже для усунення ризику утворення великих струменів рідини через отвори на бічній поверхні диспергатора необхідно забезпечити співвідношення витрат рідини і відцентрової сили.

Узагальнений аналіз експериментів наведено на рисунку 3.4, показує, що формування плівки в зоні на внутрішній поверхні чаші диспергатора з мінімальним радіусом $R_{\min} = 0,02\text{м}$ залежить від витрат рідини та відцентрової сили.

Так, при максимальних витратах рідини (щільність розподілення $\Gamma_v = 10,06 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2\text{с}}$) та максимальній лінійній швидкості крайки диспергатора $V_{\text{л3(max)}} = 22,6 \text{ м/с}$, рисунок 3.5, чітко видно формування другого шару рідини який рухається зверху пограничного, рисунок 3.5 а,в. Цей другий шар формує струмені на більшій крайці диспергатора, які утворюють трасери великих крапель в зоні розпилення. На рисунку 3.5 в чітко видно, коли двошарова рідка система проходить через бічні отвори диспергатора то на його поверхні також формується потужний струмінь рідини з утворенням великих крапель рисунок 3.5 б.

Так, для об'ємної щільності зрошення $\Gamma_v = 3,74 \cdot 10^{-4} \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2\text{с}}$ і лінійній швидкості крайки диспергатора $V_{\text{л1(max)}} = 12,6 \text{ м/с}$ рисунок 3.4 а критерій формування плівки становить $H_g = 2,24 \cdot 10^4$ при якому забезпечується формування тільки в'язкого гідродинамічного підшару (одношарова модель руху).

При збільшенні щільності зрошення, наприклад в 2 рази параметр H_g відповідно зростає, що виражається двошаровим рухом рідини рисунок 3.5 в.

Звідси для практичного використання ротаційного диспергатора при визначеному значенні H_g можливо знайти $Re_{nl(max)}$ при заданому значення відцентрового критерія Фруда Fr :

$$[H_g] = Re_{nl(max)} \cdot Fr_1 = const \text{ або } Re_{nl1(max)} Fr_1 = Re_{nl2(max)} \cdot Fr_2$$

Тоді:

$$Re_{nl2(max)} = \frac{Re_{nl1(max)} Fr_1}{Fr_2}$$

Звідки:

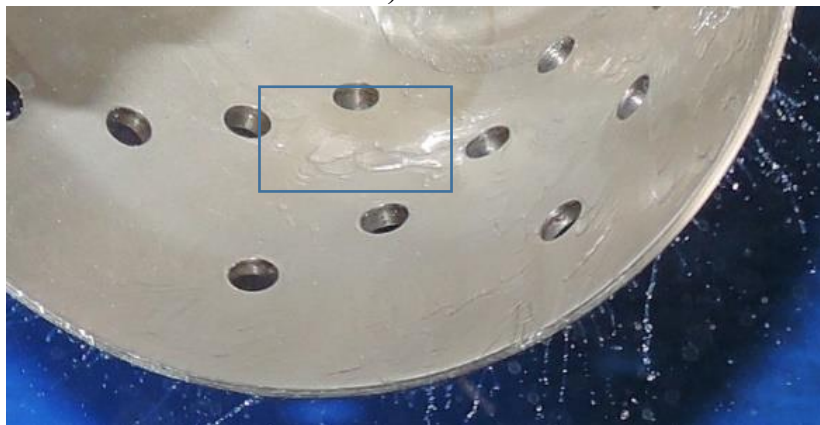
$$Re_{nl2(max)} = \frac{[H_g]}{Fr_2}$$



а)



б)



в)

Рисунок 3.5 – Фотофіксація руху рідини по зовнішньої та внутрішньої поверхні ротаційного чашового диспергатора тип 1 при $V_{л3(max)} = 22,6$ м/с,

$$\Gamma_v = 10,06 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{m^3}{m^2 \cdot s}, G_p = 34,2 \text{ кг/год}$$

Особливості застосування такого способу введення рідини до псевдозрідженого шару полягає в мінімізації процесу стирання гранул при контакті з обертовими поверхнями ротаційного диспергатора.

Так, для промислового диспергатора розміри якого будуть збільшені, максимальна швидкість крайки диспергатора $V_{л2(max)} = 17,6$ м/с. Це пов'язано із мінімальним стиранням гранул, що негативно впливає на кінетику процесу грануляції, визначено попередніми дослідями.

До важливих параметрів оцінки якості розпилення відносять щільність масового розподілення по довжині зони розпилення, рисунок 3.6.

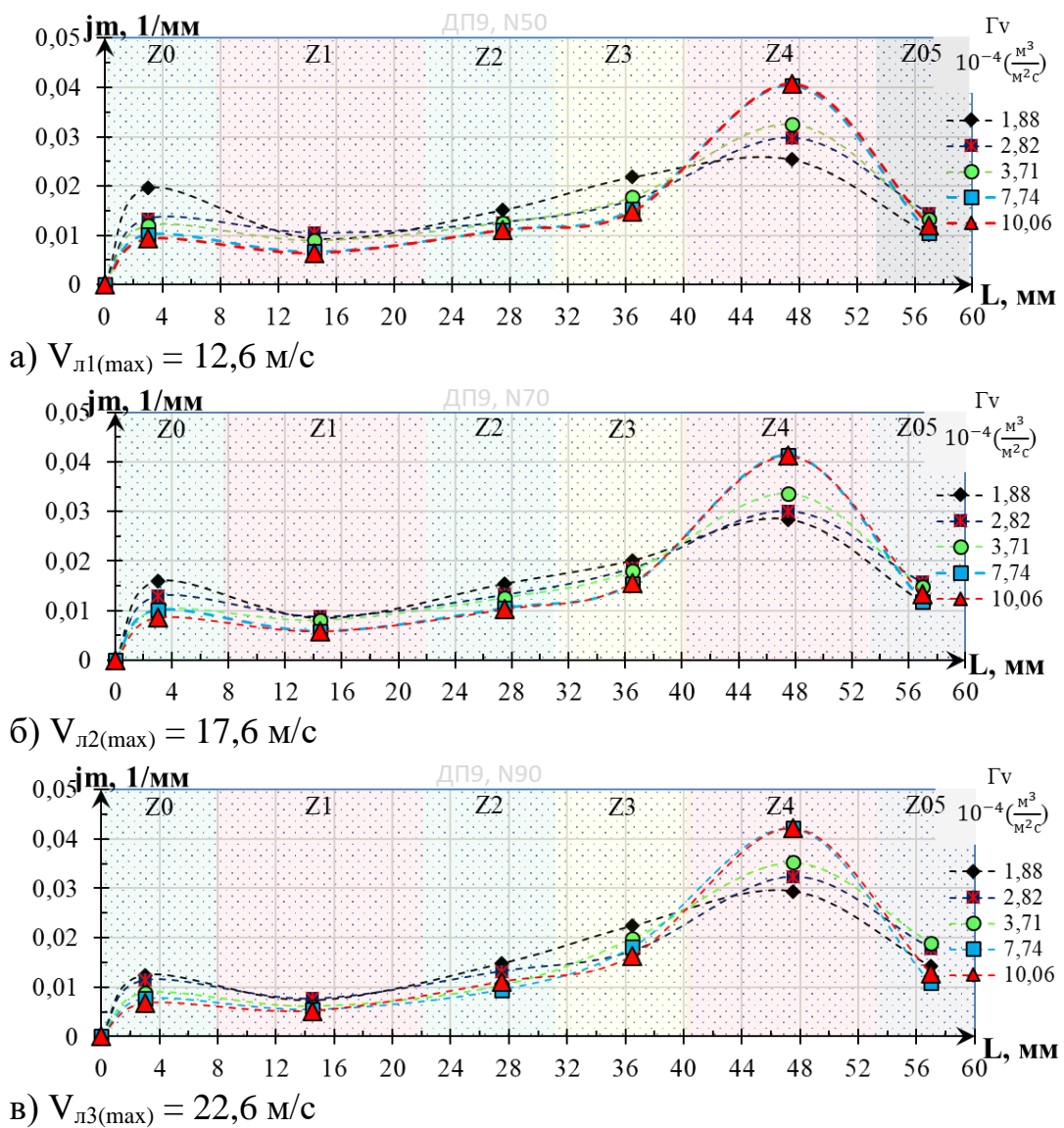


Рисунок 3.6 – Щільність розподілення об'ємних витрат рідини по довжині для різних значень Γ_v , та лінійних швидкостях при $\varphi_{д1} = 7,7\%$

Для питомих об'ємних витрат $\Gamma_v = (1,88 - 3,71) \cdot 10^{-4} \cdot \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2\text{с}}$, криві щільності розподілення об'ємних витрат в діапазоні $Z_0 \dots Z_5$ та Z_{05} відрізняються на незначну величину, при $V_{л1(\text{max})} = 12,6 \text{ м/с}$.

Щільність розподілення в зоні Z_5 набуває максимальних значень і змінюється від 0,005 до 0,014 1/с, рисунок 3.6. При збільшенні параметра Γ_v до $(7,74 - 10,06) \cdot 10^{-4} \cdot \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2\text{с}}$ значення j_{max} зростає до $0,033 \div 0,042 \text{ 1/с}$ в зоні Z_4 .

Внаслідок дії сил поверхневого натягу на зовнішній поверхні ротаційного диспергатора утворюються струмені, які рухаються до більшої крайки диспергатора, що призводить до утворення екстремумів функції $j = f(\Gamma_v, \omega)$.

Аналіз кривих розподілення щільності об'ємних витрат по довжині зони диспергування в діапазоні зміни лінійної швидкості $12,6 \leq V_{л(\text{max})} \leq 22,6 \text{ м/с}$ показує не суттєвий вплив на характер та конфігурацію кривих, рисунок 3.6.

Одночасно можна констатувати, що загальна довжина зони зрошення збільшилась до 60 мм, що в 1,3 рази перевищує геометричний розмір ротаційного чашового диспергатора тип 1, $L_g = 48 \text{ мм}$ і фактично в 6 разів перевищує розмір зони зрошення для дискового диспергатора.

При цьому максимальні значення в зоні Z_5 параметра $j_{\text{max}5}$ при питомих об'ємних витратах $\Gamma_v = (7,74 - 10,06) \cdot 10^{-4} \cdot \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2\text{с}}$ свідчить про наявність другого поверхневого шару рідини, що рухається поверх пограничного на який мало впливає відцентрова сила (рисунок 3.5).

Розподілення середніх розмірів крапель по довжині зони диспергування та значення товщини плівки наведена на рисунку 3.7. Діаметри значень крапель знаходяться в межах $210 \leq d_{\text{кр}} \leq 290 \text{ мкм}$, що дозволяє реалізувати положення фізичної моделі рисунок 3.7.

При $\Gamma_v = 3,74 \cdot 10^{-4} \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2\text{с}}$, і лінійних швидкостях $V_{л2(\text{min})} = 8,8 \text{ м/с}$ і $V_{л2(\text{max})} = 17,6 \text{ м/с}$, фактор формування плівки рідини в полі відцентрових сил : $N_g = 4,38 \cdot 10^4$.

Експериментально встановлено, що середній розмір крапель в зоні розпилення мало відрізняються в діапазоні зміни лінійної швидкості ($V_{л(max)} = 12,6 \div 22,6$ м/с), рисунок 3.7.

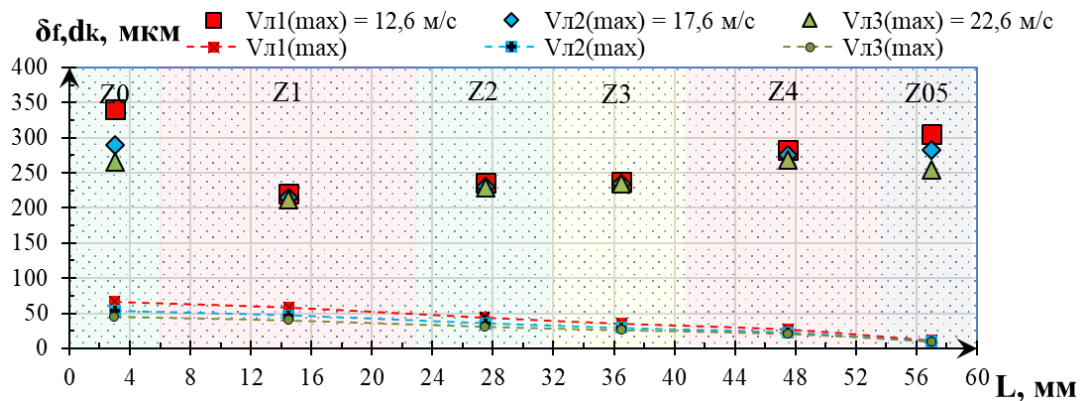


Рисунок 3.7 – Порівняння експериментального розподілення середніх розмірів крапель та розрахункової товщини плівки по довжині зони розпилення

$$\text{при } \Gamma_v = 3,71 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}, H_g = 4,38 \cdot 10^4$$

Найбільших розмірів $d_{кр} \leq 350$ мкм досягається в Z_0 , що має мінімальне значення відцентрового числа Фруда, на мінімальному радіусі R_1 та максимальному значенні $Re_{пл}$

В зонах Z_1, Z_2, Z_3 значення діаметру крапель $200 \leq d_{кр} \leq 250$ мкм, що свідчить про відносно невеликі струмені на зовнішній поверхні чаші диспергатора. В зонах Z_4 та Z_{05} розмір крапель $d_{кр} \rightarrow 300$ мкм.

Зміна розрахункової товщини плівки по зонам, рисунок 3.7, показує, що δ_f щонайменше в 4 рази менше мінімального розміру крапель $d_{кр} = 210$ мкм

Залежність параметра i_s для різних значень лінійної швидкості наведено на рисунку 3.8.

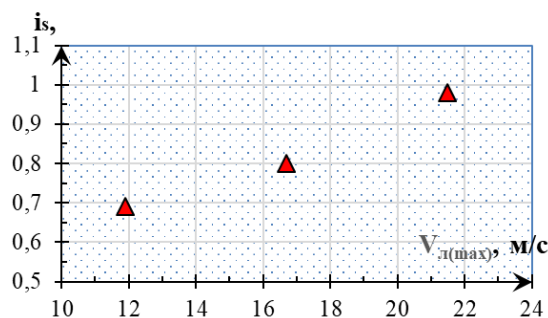
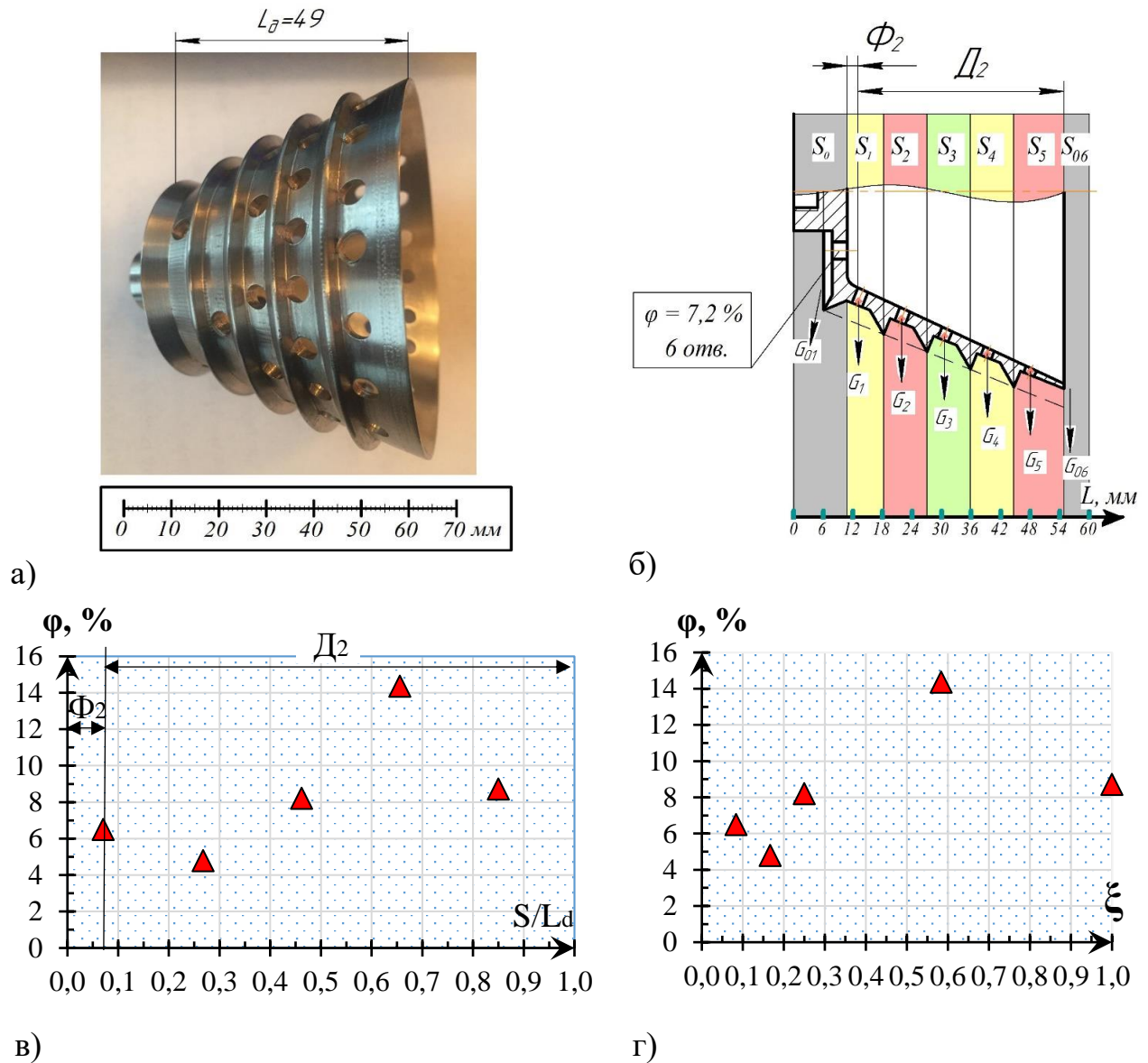


Рисунок 3.8 – Залежність індексу нерівномірності i_s від максимальної лінійної швидкості крайки диспергатора при $\phi_{D1} = 7,7\%$ для ротаційного диспергатора тип 1

3.1.2 Визначення параметрів розпилення диспергатора типу 2

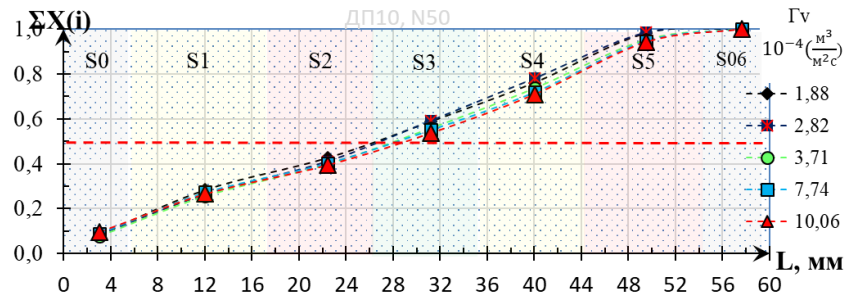
Для підвищення рівномірності розподілення рідини по довжині зовнішньої зони розпилення в суцільному повітряному середовищі запропоновано на зовнішній поверхні ротаційного диспергатора конічного типу 1 встановити відбійні кільця рисунок 3.9 а. Диспергатор тип 2 виготовлений з нержавіючої сталі Х18Н10Т, з полірованою поверхнею.



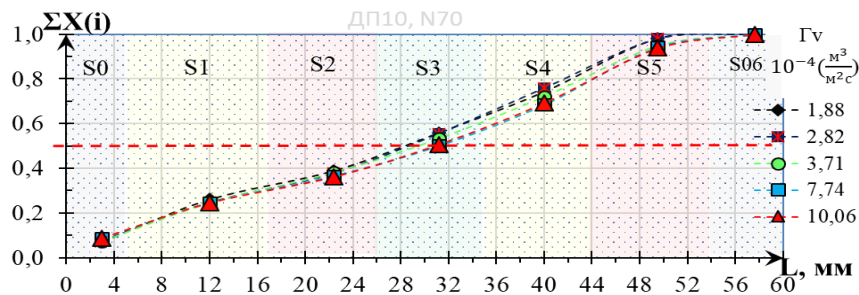
а – конструкція диспергатора; б – розташування умовних зон;
в – розподілення коефіцієнта перфорації по приведеній довжині диспергатора; г – розподілення коефіцієнта перфорації по приведеній поверхні зони диспергування.

Рисунок 3.9 – Ротаційний чашовий диспергатор тип 2, $\varphi_{d2} = 10\%$

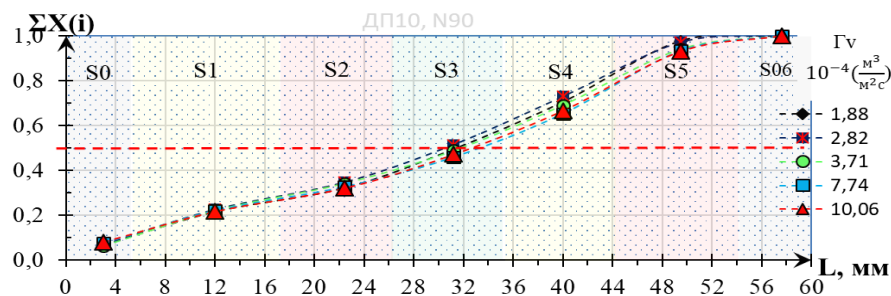
Попередніми експериментами встановлено, що найбільш раціональне розподілення коефіцієнту живого перетину на бічній поверхні наведено на рисунку 3.9 б, який змінюється від 4,5% в зоні S_1 до 13% в зоні S_3 рисунку 3.10.



а) $V_{л1(max)} = 12,6$ м/с, $i_s = 0,0245$



б) $V_{л2(max)} = 17,6$ м/с, $i_s = 0,0255$



в) $V_{л3(max)} = 22,6$ м/с, $i_s = 0,02765$

Рисунок 3.10 – Інтегральне розподілення маси рідини по довжині зони розпилення диспергатора тип 2 при різних значеннях Γv та різних лінійних швидкостях крайки диспергатора, $\phi_d = 10\%$

Так, приведена довжина зони «Ф» становить $\frac{S_i}{L} = 0,06$, що в 4 рази менше ніж у чашового диспергатора типу 1. Відповідно зона, активного розпилення в навколишнє середовище збільшилась до $\frac{S_i}{L} = 0,94$. Середній коефіцієнт перфорації в зоні «Д» становить $\phi_d = 10\%$, рисунок 3.9 г.

Схема введення рідкої фази в чашу ротаційного диспергатора тип 2, аналогічна попереднім дослідженням п 3.1.1.

Результати досліджень наведені на рисунку 3.10-3.15 та додатку Б.

Інтегральні розподілення маси рідини по довжині зони диспергування для $\Gamma_v = (1,88-10,06) \cdot 10^{-4} \cdot \frac{m^3}{m^2c}$ наведені на рисунку 3.10.

На рисунку 3.11 наведена фотофіксація руху рідини при значеннях $\Gamma_v = 3,71 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{m^3}{m^2c}$ ($G_p = 12,6$ кг/год) Так, при лінійній швидкості $V_{л1(max)} = 12,6$ м/с, рисунок 3.11 а на внутрішній поверхні сформовано поодинокі струмені рідини, які обходять отвори на внутрішній поверхні диспергатора та спричиняють утворення шлейфу з великих крапель, рисунок 3.11 а .

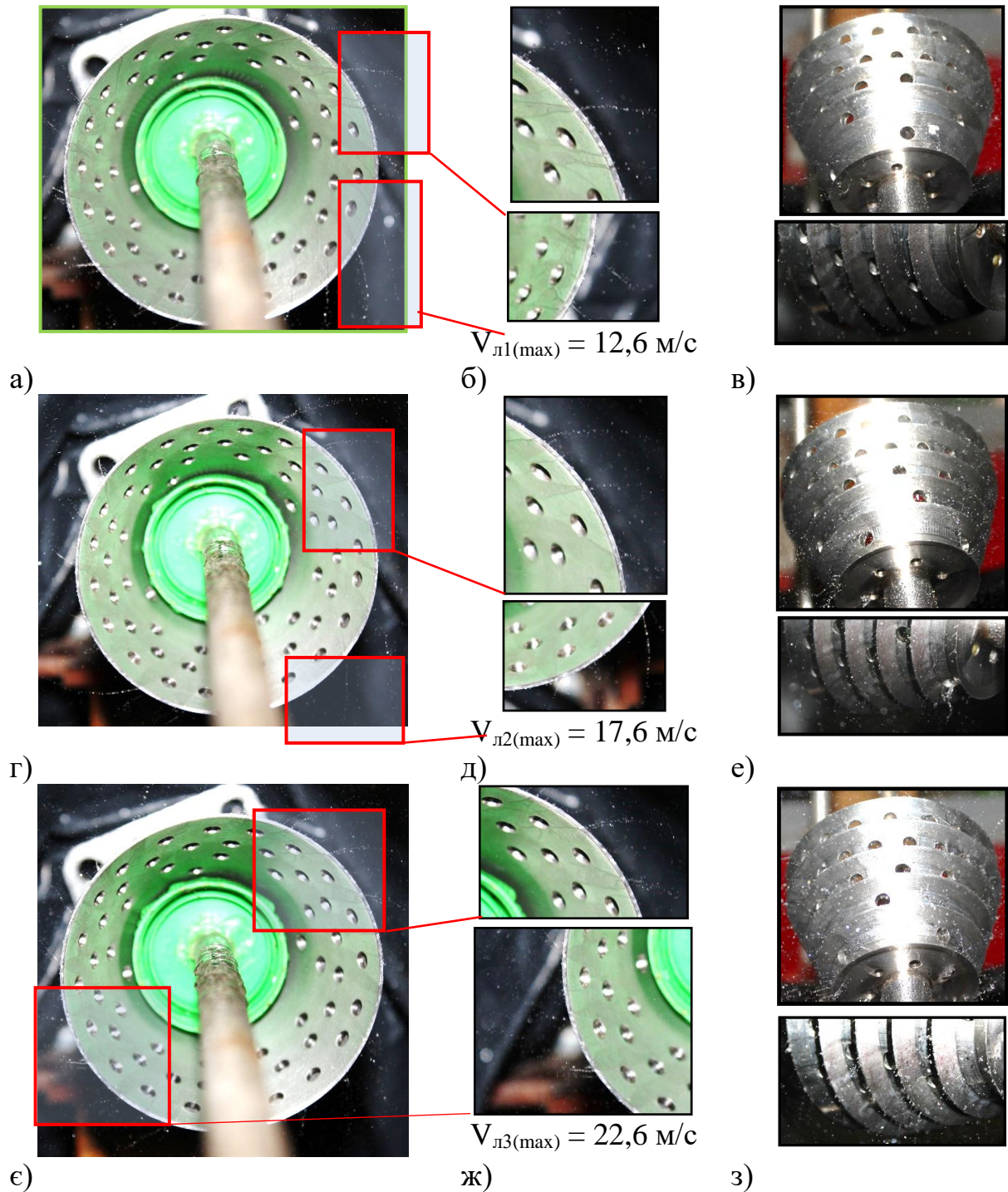
Збільшення лінійної швидкості до 17,6 та 22,6 м/с, дозволяє зменшити товщину цих струменів рисунок 3.11 б,в і відповідно, зменшити розмір крапель рідини біля більшої крайки диспергатора.

Враховуючи, що тиск рідини на внутрішні стінки чаші диспергатора пропорційний квадрату кутової швидкості та квадрату радіуса, інтенсивність розподілення по довжині диспергатора відповідно змінюється, рисунок 3.11.

Якщо при мінімальних значеннях $V_{л1(max)} = 12,6$ м/с відбувається практично рівномірне розподілення крапель, рисунок 3.11, що при збільшенні лінійної швидкості адекватно збільшується інтенсивність відведення рідини через отвори в днищі чаші диспергатора рисунок 3.11 з.

Окрім того, запропонована конструкція диспергатора забезпечує рівномірне розподілення рідини по всій довжині зони розпилення та відсутність консолідованих струменів на зовнішній поверхні диспергатора, рисунок 3.11 в,є,з.

Збільшення масових витрат рідини в 2,7 рази до 34,2 кг/год, що відповідає $\Gamma_v = 10,06 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{m^3}{m^2c}$, призводить до багат шарового руху рідини на внутрішній поверхні чаші диспергатора та суттєвого збільшення розмірів крапель, рисунок 3.12 а.

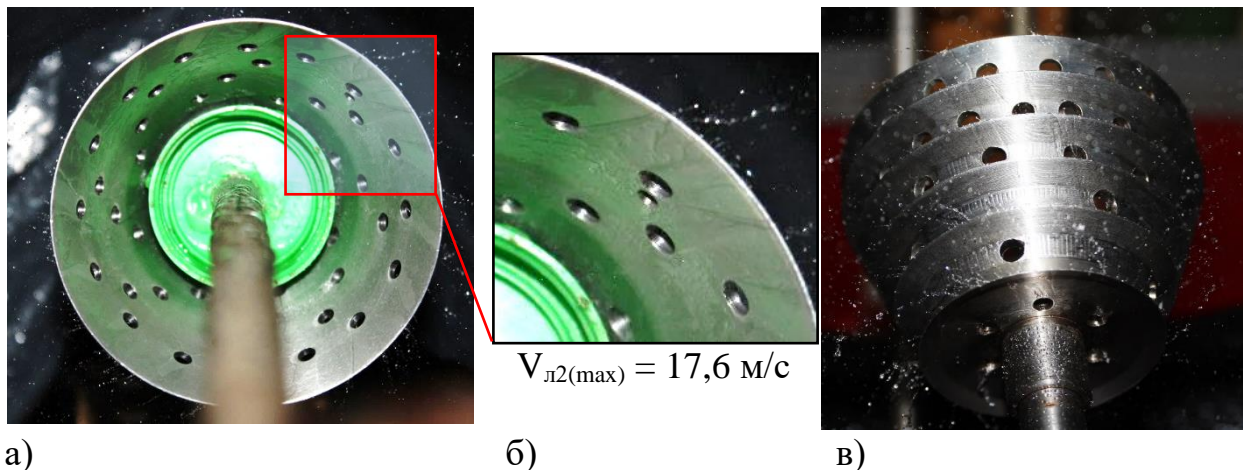


а,г,є – рух рідини по внутрішній поверхні при різних лінійних швидкостях;
 б,д,ж – фрагменти руху рідини біля крайки диспергатора;
 в,е,з – рух рідини по зовнішній поверхні диспергатора;

Рисунок 3.11 – Фотофіксація руху рідини в ротаційному чашовому диспергаторі типу 2 при $\Gamma_v = 3,71 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$, ($G_p = 12,6 \frac{\text{кг}}{\text{год}}$) та різних лінійних швидкостях крайки диспергатора

Із збільшенням максимальної лінійної швидкості ці співвідношення зменшуються внаслідок збільшення осьової сили, яка залежить від відцентрової сили. Для щільності зрошення $(7,74 - 10,06) \cdot 10^{-4} \cdot \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$, що в два і більше разів перевищують попередні витрати в зоні $S_5 j_{\max}$ має невелику різницю, а в зоні S_3 ця різниця дещо збільшується, рисунок 3.13 а.

Другою відмінністю є наявність додаткового максимуму в зоні S_5 при лінійній швидкості $V_{\text{л1(max)}} = 12,6 \text{ м/с}$, рисунок 3.13 а



- а) – рух рідини по внутрішній поверхні при різних кутових швидкостей;
 б) – фрагменти руху рідини біля крайки диспергатора;
 в) – рух рідини по зовнішній поверхні диспергатора;

Рисунок 3.12 Фотофіксація руху рідини в диспергаторі типу 2 при

максимальних значеннях $\Gamma_v = 10,06 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$, ($G_r = 34,2 \frac{\text{кг}}{\text{год}}$)

При збільшенні відцентрової сили при $(V_{\text{л(max)}} \rightarrow 17,6 \rightarrow 22,6 \text{ м/с})$ спостерігається невелике зростання максимальних значень j_{\max} від 0,023 до 0,027 1/мм, рисунок 3.13.

На рисунку 3.14 наведено розподілення середніх розмірів рідини в околі ротаційного диспергатора при об'ємній щільності зрошення $\Gamma_v = 3,71 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$ і зміні максимальної лінійної швидкості крайки диспергатора з 12,56 до 22,6 м/с. Спостерігається стійка тенденція зменшення розмірів крапель рідини з меншого радіусу чаші диспергатора до більшої 240 до 175 мкр, рисунок 3.14. На цьому ж рисунку наведені значення товщини плівки в кожній зоні які в 3.5-4 рази менші

ніж середній розмір крапель. Зменшення середнього розміру $d_{кр} \leq 175$ мкм на крайці диспергатора, рисунок 3.14, підтверджує припущення, щодо впливу на його величину чисел $Re_{пл}$ та Fr .

Наявність відбійних кілець на зовнішній робочій поверхні диспергатора дозволяє усунути транзитний рух струменів рідини по зовнішній поверхні чаші ротаційного диспергатора та покращити рівномірність

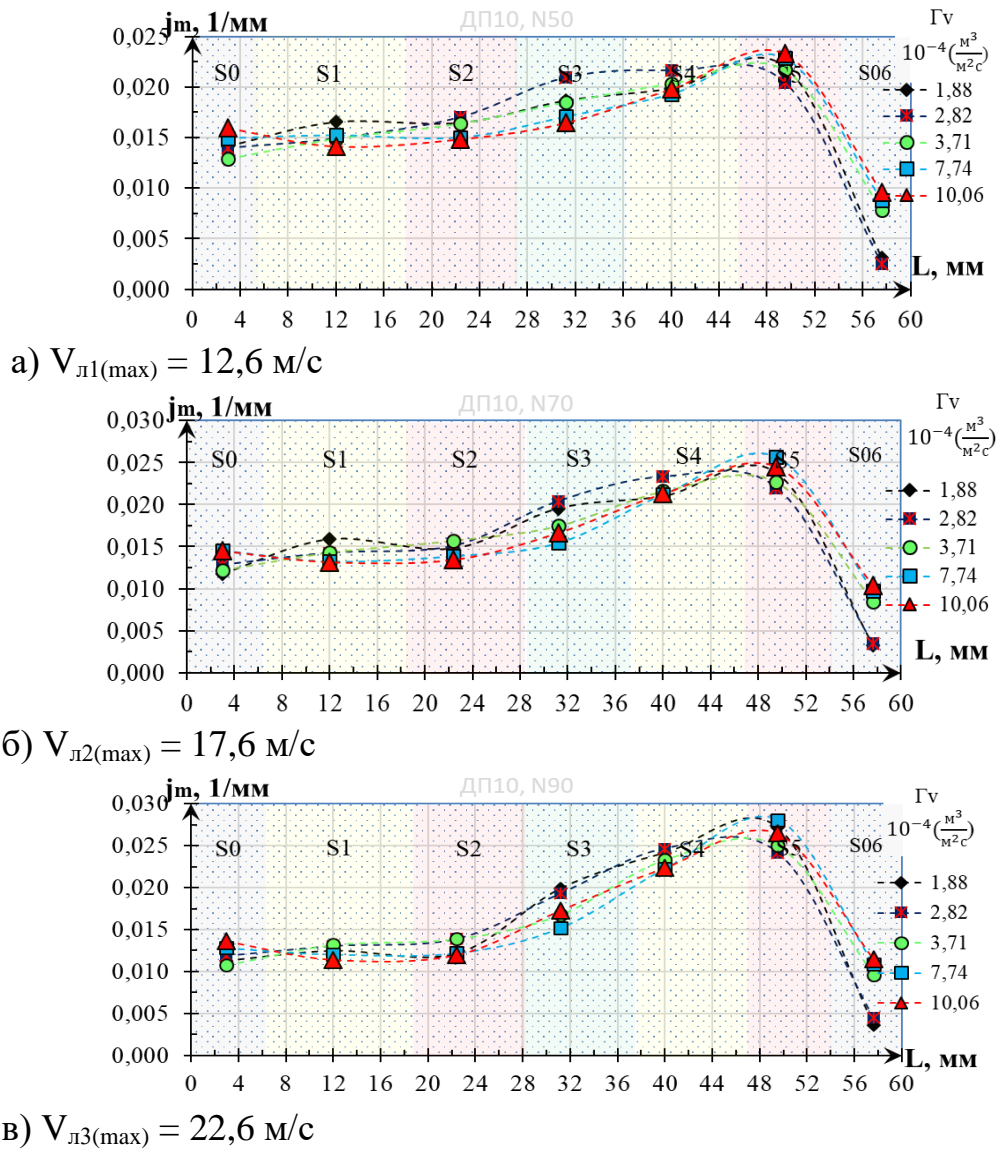


Рисунок 3.13 – Щільність розподілення об'ємних витрат рідини для різних значень Γ_v , та різних лінійних швидкостей крайки ротаційного диспергатора тип 2, $\phi_{D2} = 10\%$

На рисунку 3.14 наведено розподілення середніх розмірів крапель по довжині зони диспергування та значення товщини плівки. Діаметри значень

крапель знаходяться в межах $155 \leq d_{кр} \leq 240$ мкм, що в 1,4 рази менше ніж при використанні ротаційного чашового диспергатора тип 1. Зміна розрахункової товщини плівки по внутрішній поверхні диспергатора наведена на рисунку 3.15 і практично мало відрізняється від попередньої аналогічної залежності, рисунок 3.14

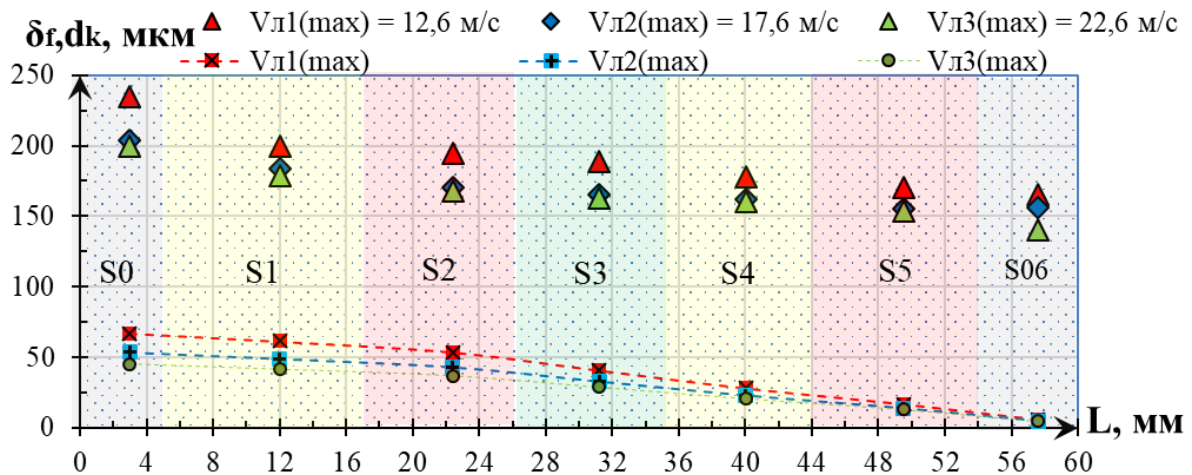


Рисунок 3.14 – Розподілення діаметра крапель рідини по довжині зони розпилення при $\Gamma v = 3,71 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{m^3}{m^2 c}$, $N_g = 4,38 \cdot 10^4$ та розрахункові значення товщини плівки δ_f

Таким чином, застосування ротаційного чашового диспергатора типу 2 дозволяє зменшити середній розмір крапель в зоні диспергування від 240-200 мкм до 150 ÷ 165 мкм рисунок 3.14, що в 1,3 рази менше ніж для диспергатора типу 1, рисунок 3.8. Більш того, на крайці чашового диспергатора типу 1, розмір крапель становить 250 ÷ 300 мкм, що майже в 2 рази перевищує цей показник для чашового диспергатора тип 2. Тобто, майже більше 30% рідини рухається по зовнішній поверхні диспергатора у вигляді струменів в зону більшої крайки. Звідки випливає, що розмір крапель $d_{кр} \leq 250$ мкм, можна досягти при збільшенні в 2 рази об'ємної щільності зрошення, внутрішньої чаші диспергатора.

Зміна індексу нерівномірності i_s при різних максимальних лінійних швидкостях наведена на рисунку 3.15

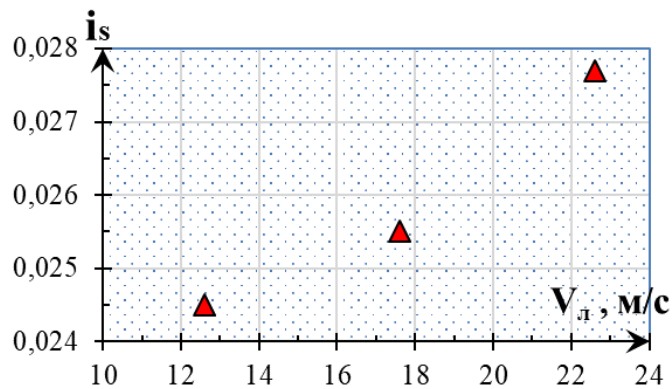


Рисунок 3.15 – Залежність індексу нерівномірності i_s від числа обертів при $\varphi_{D2} = 10\%$

Таким чином, застосування ротаційного диспергатора типу 2 дозволяє у відкритому повітряному середовищі покращити рівномірність розпилення з одночасним збільшенням в 2 рази питомих об'ємних витрат рідини без перевищення граничного розміру крапель $d_{kr} = (200 \div 250)$ мкм.

Визначення параметрів розпилення диспергатора типу 3

Для зменшення параметра Γ_v було запропоновано конструкцію ротаційного диспергатора тип 3, рисунок 3.16.

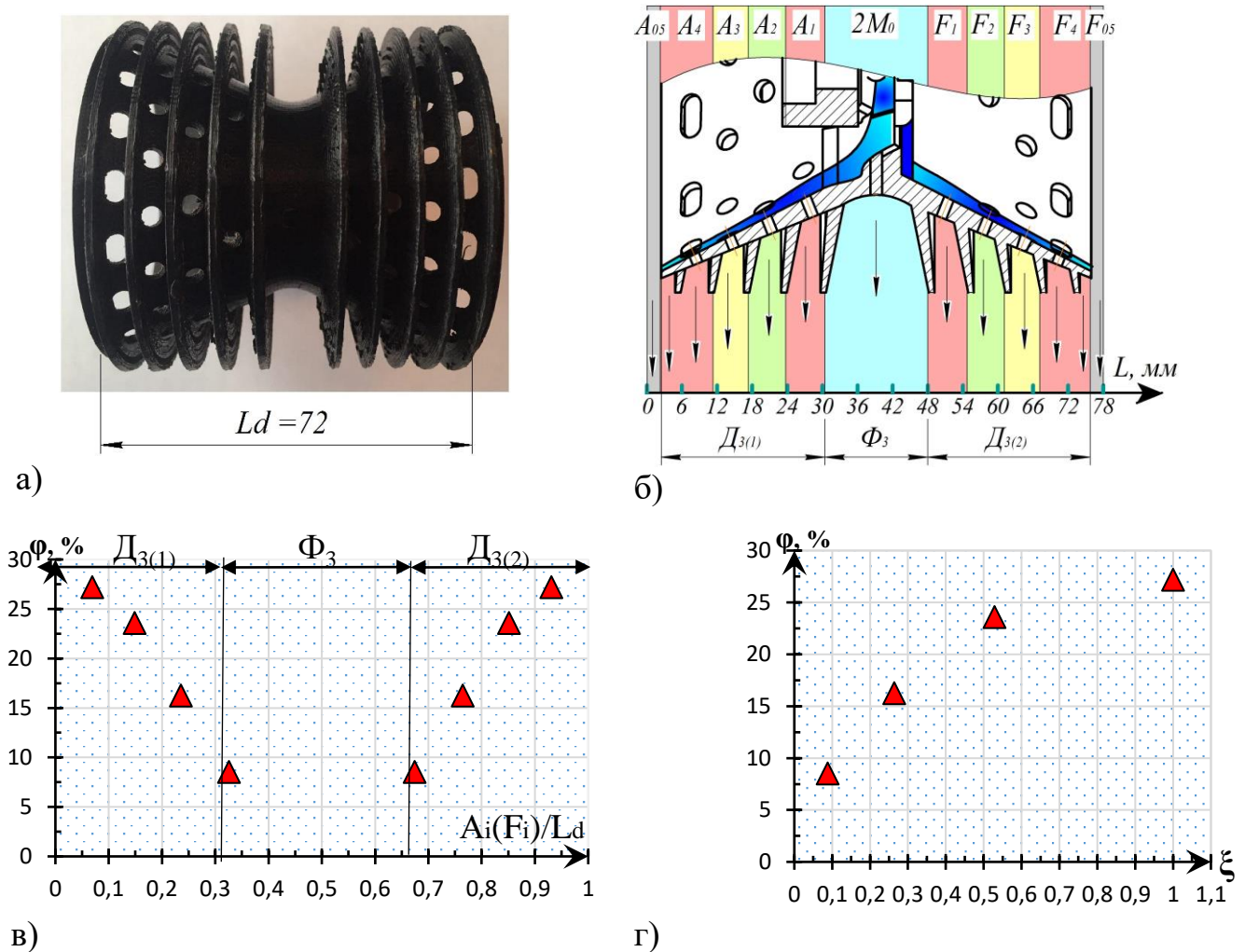
Аналіз результатів роботи ротаційних диспергаторів типу 1 і типу 2 показав, що розмір крапель які утворюються при розпиленні визначаються об'ємною щільністю зрошення внутрішньої поверхні ротаційного диспергатора $\Gamma_v \left(\frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \text{с}} \right)$, при постійній лінійній швидкості.

Удосконалення конструкції в порівнянні з диспергатором типу 2 полягає :

- у поєднанні двох чашових конічних диспергаторів у формі зрізаних конусів по меншим діаметрам, що призводить до збільшення внутрішньої поверхні чаші диспергатора;
- у збільшенні в 1,5 рази довжини диспергатора рисунок 3.17;

Діаметр відбійників на зовнішній поверхні диспергатора однаковий і перевищує на 5 мм діаметр більшої крайки диспергатора.

На рисунку 3.16 б наведена схема розподілення правої ($F_1 \dots F_{05}$) та лівої ($A_1 \dots A_{05}$) робочих зон. Зони ($F_1 \dots F_3$) і ($A_1 \dots A_3$) мають отвори $\varnothing 4,5$, а зони F_4 і A_4 , мають еліптичні отвори на бічній поверхні чаші диспергатора. При цьому коефіцієнт перфорації на бічній поверхні зростає в зонах D_1 і D_2 від 2% (зона $2M_0$) до 22% (зона A_4 і F_4) Зона $2M_0$, яка займає $0,22 L_d$ в ній розташований вузол кріплення диспергатора до привідного валу та камера розподілення рідкої фази.



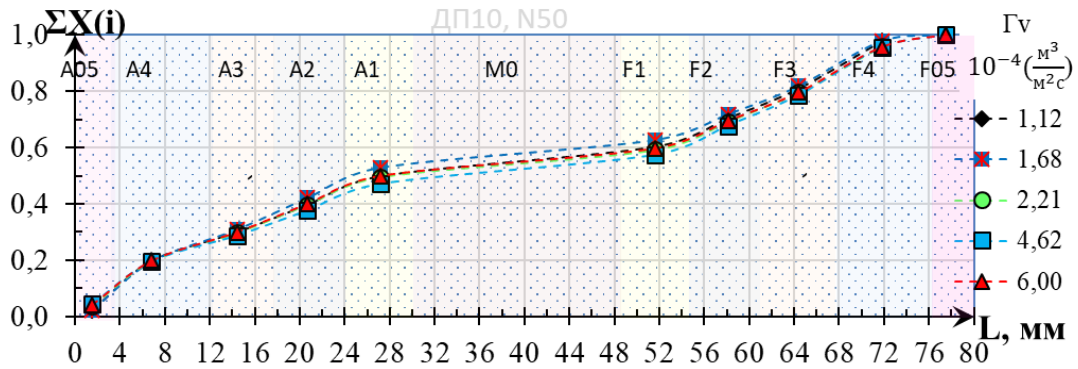
а – конструкція; б – схема розміщення робочих зон; в – розподілення коефіцієнта живого перетину по приведений довжині диспергатора; г – розподілення коефіцієнта перфорації по приведений поверхні зони диспергування

Рисунок 3.16 – Конструкція ротаційного диспергатора тип 3, $\varphi_{D3} = 20\%$

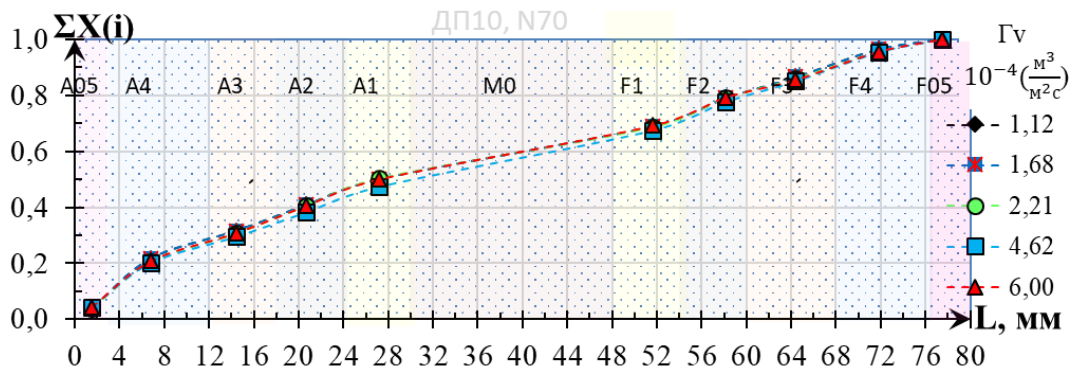
Розмір зони «Ф» формування плівки становить $\frac{\sum F_i}{0,5L} = 0,24$, рисунок 3.16 г, розрахованої для правої конічної чаші диспергатора зони D_1 і D_2 мають однакову

відносну довжину 0,33. Середній коефіцієнт живого перетину в зоні «Д», $\varphi_{D3} = 20\%$. Розподілення коефіцієнта циркуляції по приведеній поверхні ($F_1 \dots F_4$) наведені на рисунку 3.16 г.

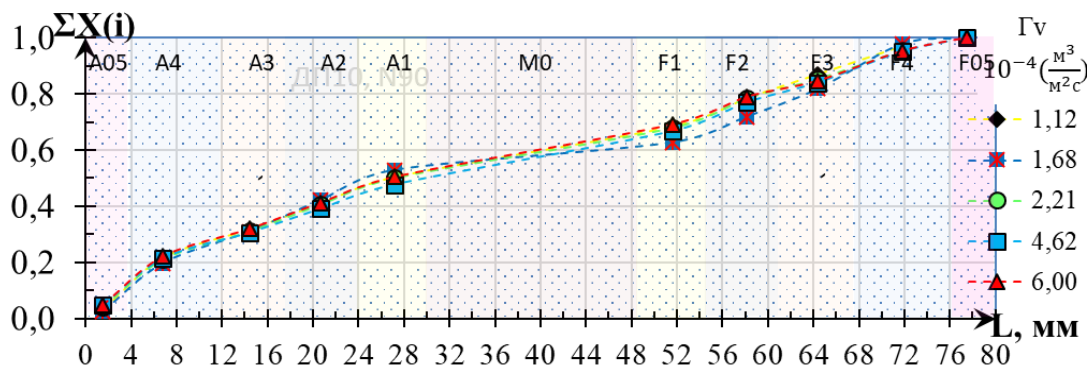
Диспергатор був виготовлений на 3D принтері з поліпропілену. Робоча поверхня чаші була гідрофобною, та мала шорсткість $R_z > 5000$.



а) $V_{л1(\max)} = 11,9 \text{ м/с}$, $i_s = 0,012$



б) $V_{л2(\max)} = 16,7 \text{ м/с}$, $i_s = 0,014$



в) $V_{л3(\max)} = 21,5 \text{ м/с}$, $i_s = 0,018$

Рисунок 3.17 – Інтегральне розподілення маси рідини вздовж зони розпилення ротаційного чашового диспергатора 3 типу при різних значеннях Γv та різних максимальних лінійних швидкостях

Досліди проводились за однакових умов, що і для диспергаторів тип 1,2 при однакових кутових швидкостях та масових витратах модельної рідини. Результати досліджень наведені на рисунку 3.17-3.22 та в додатку Б.

Розподілення рідини по довжині зони розпилення при різних значеннях Γ_v та кутових швидкостях наведено на рисунку 3.17.

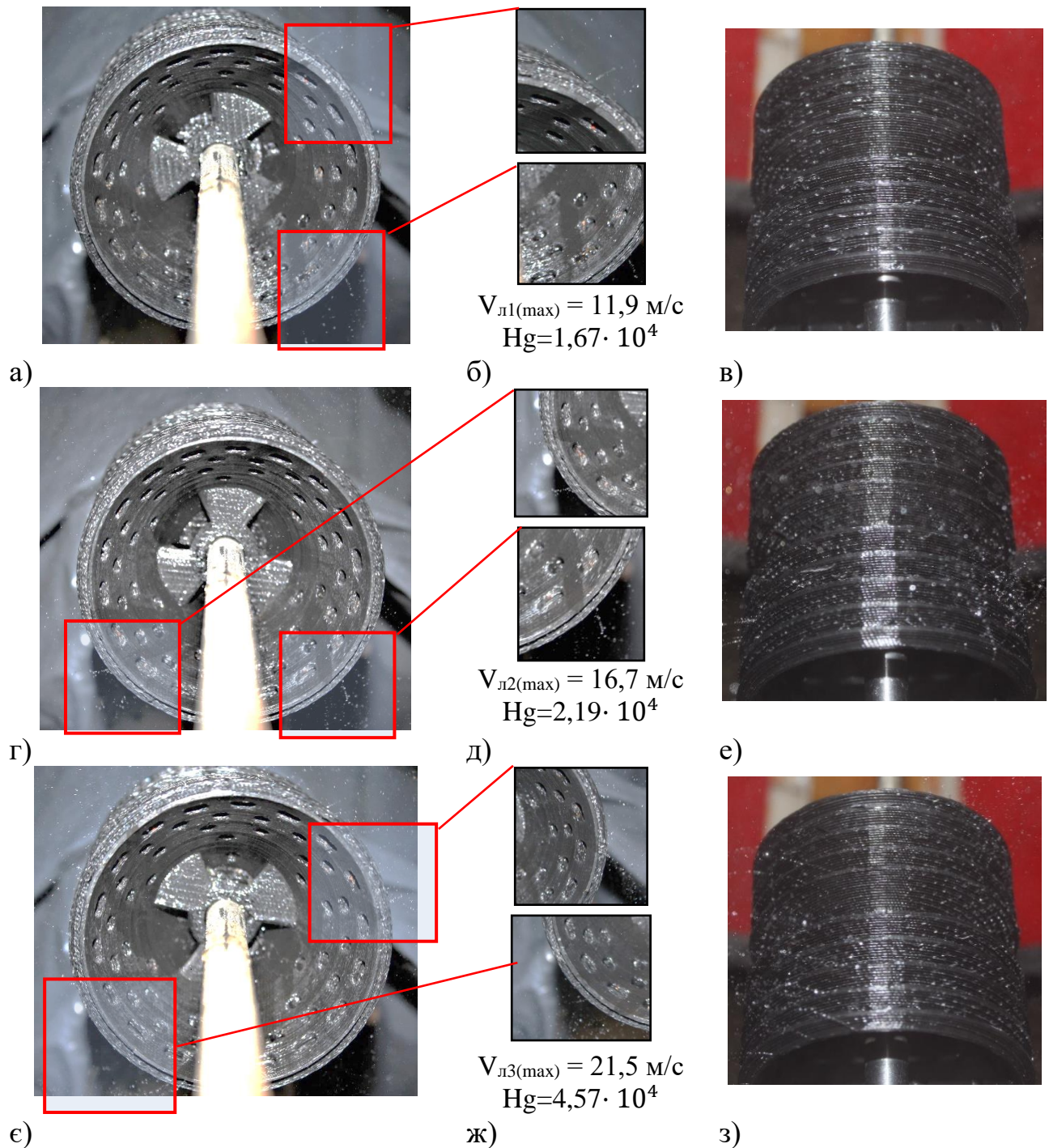
При цьому параметр Γ_v для третього типу диспергатора зменшився в 1,6 рази $\Gamma_v = (1,22 - 6,00) \cdot 10^{-4} \cdot \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$, тому що геометричний розмір зони збільшився в 1,6 раз.

Параметр, який характеризує якість розподілення має найкраще значення $i_s = 0,0026$, при $V_{\text{пл(max)}} = 11,9$ м/с. При збільшенні числа обертів $i_s = 0,014$. Цей показник є кращим ніж у попередніх диспергаторах і підтверджує раціональний розмір зони «Д» та розподіл параметра ϕ .

На рисунку 3.18 наведена фотофіксація роботи диспергатора для середніх витрат 12,6 кг/год ($\Gamma_v = 2,21 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$). При зменшених значеннях Γ_v відносно попередніх режимів на внутрішній поверхні чаші диспергатора не спостерігається двошарового режиму руху рідини, рисунок 3.18 б. Таким чином, значення $i_s = 1,5 \div 2$ рази менше ніж для диспергатора тип 2. При якому зберігається тенденція збільшення параметра i_s в 1,5 рази при збільшенні максимальної лінійної швидкості від 11,3 до 16,7 м/с. Отже обрані розміри зони «Ф» та загальний коефіцієнт перфорації $\phi_{\text{ДЗ}} = 20\%$ в зоні «Д₁» і «Д₂» є раціональним.

Фрагмент зовнішньої поверхні диспергатора при підвищенні максимальної лінійної швидкості крайки диспергатора з 16,7 до 21,5 м/с супроводжується деяким збільшенням розмірів крапель рисунок 3.18 з. Це пояснюється гідрофобністю поверхні пропіленового диспергатора при масових витратах $G = 12,6$ кг/год ($\Gamma_{v(\text{max})} = 4,57 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}$) рисунок 3.18 є.

Диспергатор обертається проти годинникової стрілки і при цьому видно формування високої щільності струменів з поверхні кілець, розташованих на зовнішній поверхні чаші диспергатора, рисунок 3.18з.



а,г,е – рух рідини по внутрішній поверхні при різних лінійних швидкостях;
б,д,ж – фрагменти руху рідини біля крайки диспергатора;
в,е,з – рух рідини по зовнішній поверхні диспергатора;

Рисунок 3.18 – Фотофіксація руху рідини в диспергаторі типу 3 при

$$\Gamma_v = 2,21 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \text{с}}, (G_p = 12,6 \frac{\text{кг}}{\text{год}}) \text{ та різних лінійних швидкостях}$$

Щільність масового розподілення рідини по довжині зони диспергування наведено на рисунку 3.19. Максимальні значення параметра j_{max} пропорційно знизились у відповідності із зменшенням Γ_v

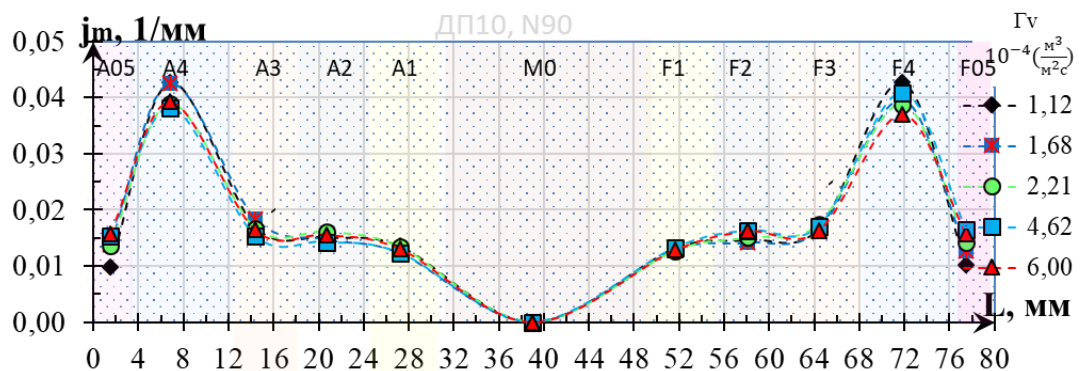
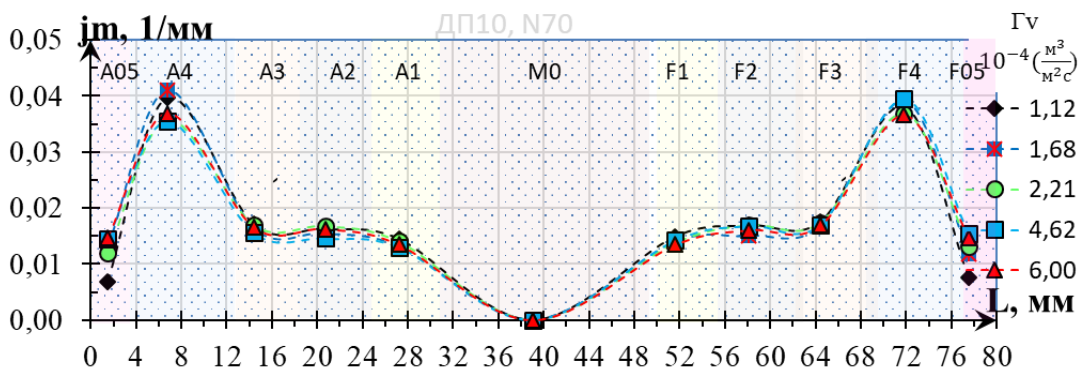
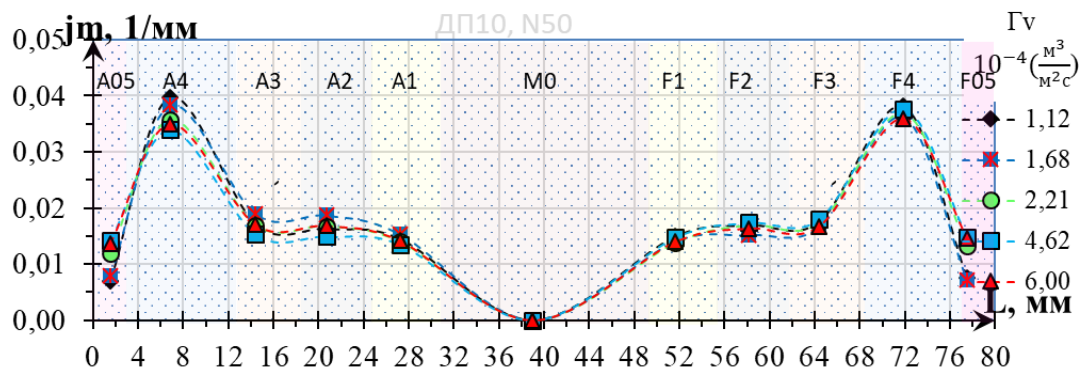


Рисунок 3.19 – Щільність масового розподілення по довжині зони диспергування при різних значеннях Γ_v , та різних лінійних швидкостях

Другою відмінністю є невелике збільшення параметра j_m в зонах $A_1 \div A_{05}$ і $F_1 \div F_{05}$ рисунок 3.19. При цьому в правому і лівому диспергаторі в зоні A_4 і F_4

спостерігається максимальні значення параметра j_m при мінімальній щільності зрошення $\Gamma_v = (1,12 \div 1,68) \cdot 10^{-4} \cdot \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \text{с}}$ рисунок 3.19.

При збільшенні максимальної лінійної швидкості від 11,9 до 21,5 м/с, значення локального максимуму в зонах A_4 і F_4 переміщується від $j_m = 0,04$ 1/с рисунок 3.19 а до 0,044, рисунок 3.19 в.

На рисунку 3.20 наведено розподілення середніх розмірів крапель по довжині зони диспергування та розрахункові товщини плівки. Діаметри значень крапель знаходяться в межах $155 \leq d_{кр} \leq 235$ мкм.

Тобто в зоні M_0 , що має мінімальний коефіцієнт живого перетину на бічній поверхні середній розмір крапель є максимальний.

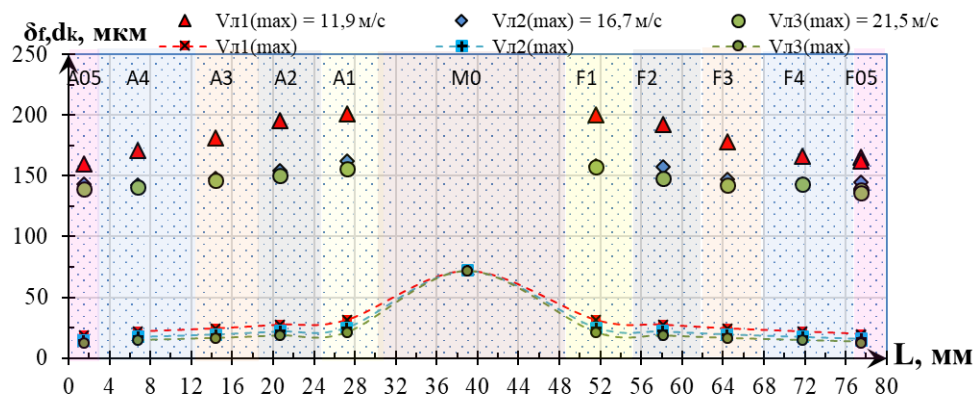


Рисунок 3.20 – Розподілення діаметра крапель рідини по довжині зони розпилення та розрахункових товщин плівки δ_f , мкм при $\Gamma_v = 2,21 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \text{с}}$, $V_{л2(\text{max})} = 16,7$ м/с, $H_g = 4,38 \cdot 10^4$

Залежність параметра i_s для правої частини двохконусного чашового ротаційного диспергатора при $\phi_{D3} = 20\%$ при різних лінійних швидкостях, наведено на рисунок 3.21.

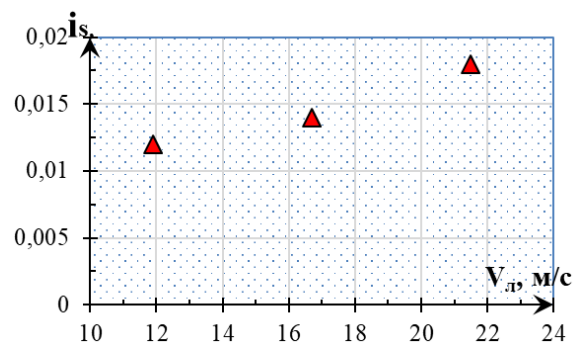
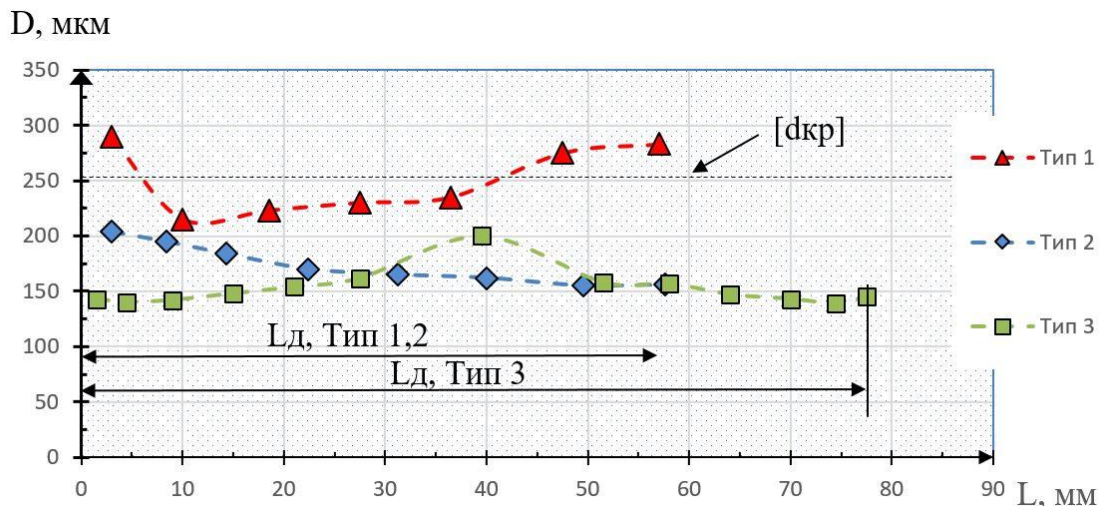


Рисунок 3.21 – Залежність індексу нерівномірності i_s від максимальної лінійної швидкості при $\phi_{D3} = 20\%$

Вибір режиму роботи проводився за результатами визначення середнього розміру крапель рисунок 3.22 за допомогою фотофіксації. Таким чином це дозволило визначити раціональні умови роботи ротаційного диспергатора при яких виконується вимоги фізичної моделі $d_{гр} = 2,5$ мм, $d_k < 0,1d_{гр}$.



Рисунку 3.22 – Розподілення діаметра крапель рідини по довжині зони розпилення при $V_{л2(max)} = 17,6$ м/с, $N_g = 4,38 \cdot 10^4$ для ротаційних чашових диспергаторів типу 1,2 та типу 3 $V_{л2(max)} = 16,7$ м/с

Як впливає з наведених результатів, рисунок 3.22 найбільш перспективною конструкцією ротаційного диспергатора при розпиленні рідини в однорідному повітряному середовщі є диспергатор типу 3, який в 7,8 рази збільшує розміри зони розпилення та гарантовано забезпечує умови фізичної моделі. Проте рішення щодо конструкції буде прийняте після проведення експериментів по грануляції.

Висновки до розділу 3

1. Проведені експериментальні дослідження показали, що застосування ротаційного чашового диспергатора з перфорованою бічною поверхнею дозволяє щонайменше в 6 раз збільшити зону розпилення. Визначено конструктивне оформлення зовнішньої поверхні чаші ротаційного диспергатора, що забезпечує підвищення рівномірності розподілення.

2. Експериментально визначено, що найбільша якість масового розподілення рідини по довжині зони розпилення в діапазоні значень максимальної лінійної швидкості $12,6 \leq V_{\text{л}} \leq 22,6$ м/с досягається при значенні загального коефіцієнта перфорації ротаційного диспергатора тип 3 в зоні диспергування «Д» $\Sigma\varphi_i = 84,19\%$

3. Запропоновано проводити оцінку режимів руху рідини на внутрішній поверхні чаші диспергатора через фактор формування плівки рідини $[H_g] = Re_{\text{л}(\text{min})} \cdot Fr_{\text{min}}$ при якому середній розмір крапель не перевищує 250 мкм, що відповідає умові фізичної моделі.

Одержаний результат при розпилені рідини в суцільному газовому середовищі при відсутності фазових перетворень. Тому при роботі в дисперсних середовищах в яких протікають тепло-масообмінні процеси необхідно провести спеціальні експериментальні дослідження.

РОЗДІЛ 4. ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ ТЕПЛООБМІНУ

Метою експериментальних досліджень була перевірка положень фізичної та математичної моделей щодо грануляції рідких багатокомпонентних систем із застосуванням ротаційного чашового диспергатора конічної форми типу з перфорованою бічною поверхнею.

4.1 Верифікація математичної моделі теплообміну при застосуванні ротаційного диспергатора

4.1.1 Кінетичні характеристики процесу грануляції

Досліди проводились на пілотній установці п.2.7 рисунок 2.10...2.11 згідно методики п.2.6

Початковими центрами були гранули сульфату амонію з вмістом 1% (мас) гумінових речовин з початковим діаметром $D_e = 1,8$ мм. Висота нерухомого шару в камері гранулятора, рисунок 2.10 становила $H_0 = 320$ мм.

Рідка фаза, що містила 38% сульфату амонію, 2% гумінових речовин та 60% води рисунок 4.1 подавалась всередину псевдозрідженого шару із застосуванням ротаційного диспергатора типу 1.

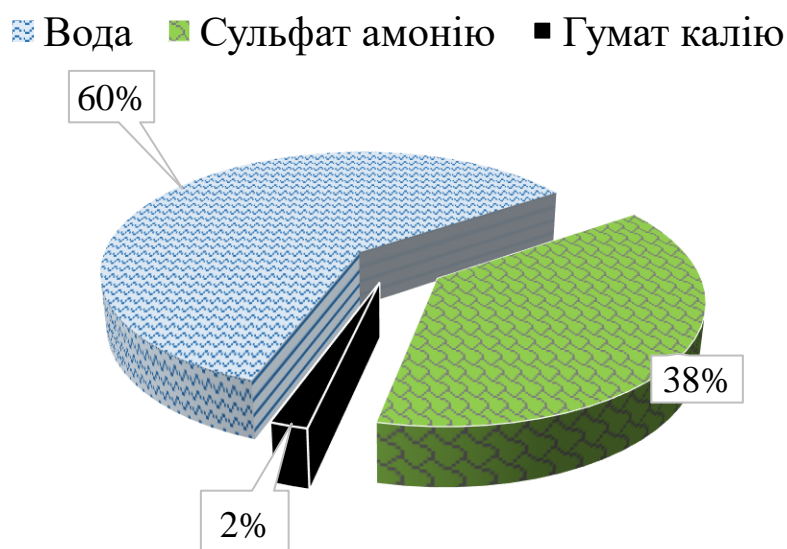


Рисунок 4.1 – Склад робочого розчину

Частота обертів диспергатора підтримувалась 4200 об/хв (70Гц), $V_{л(max)} = 17,6$ м/с. Процес проводився при неоднорідному струменево-пульсаційному псевдозрідженні в автоколивальному режимі [118].

В апараті підтримувалась постійна маса шару, яка контролювалась через гідравлічний опір, шляхом вивантаження частини гранульованого продукту, з камери гранулятора.

Результати дослідження наведені на рисунку 4.2...4.13 та в додатку Г.

Усталеність кінетики процесу визначалась динамікою зміни температури теплоносія на вході до апарату і в шарі. В перехідному процесі **A** при $0 \leq \tau \leq 0,51$ год, $T_{вх} = 150...180$ °С, а в усталеному процесі **B** при $0,51 \leq \tau \leq 2,38$ год, $T_{вх} = 180 \pm 5$ °С.

Усереднене значення лінійної швидкості росту еквівалентного діаметра в шарі в усталеному процесі зона **B**, $\Lambda = \frac{dD}{d\tau} = 0,44$ мм/год, рисунок 4.2.

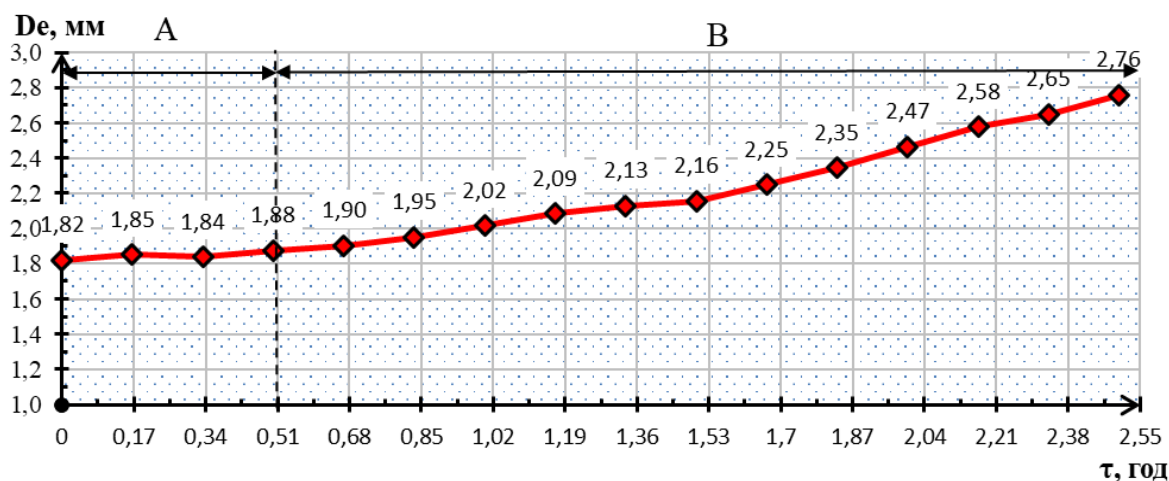


Рисунок 4.2 – Динаміка зміни еквівалентного діаметра гранул

Динаміка зміни масових відсотків окремих фракцій наведена на рисунку 4.3 характеризується послідовним переходом частинок із фракції 1,0 мм до фракції 2,0 мм, а з фракції 2,0 мм до фракції 3,0 мм, що підтверджує пошаровий механізм утворення твердих композитів.

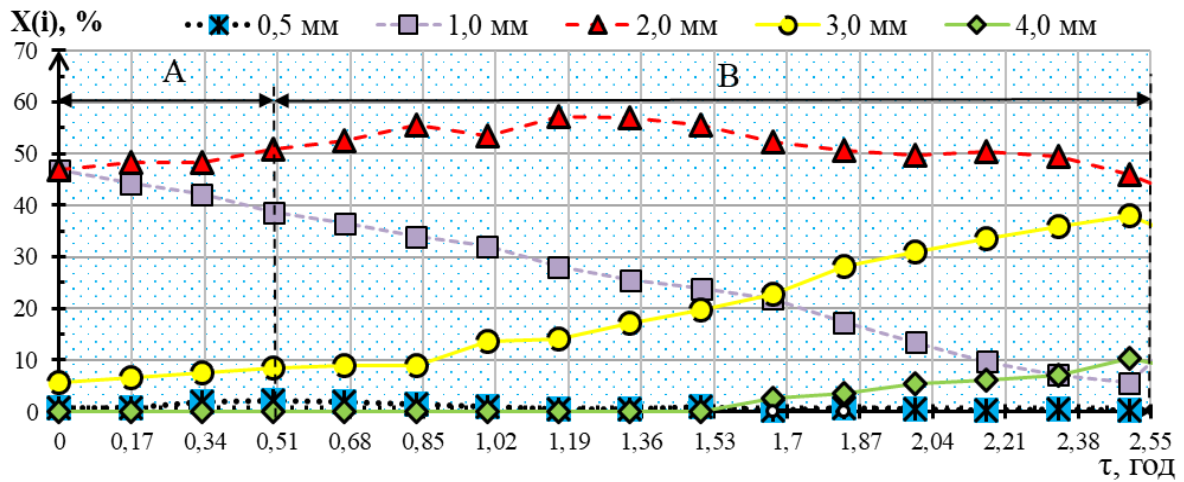


Рисунок 4.3 - Динаміка зміни масових відсотків окремих фракцій

В усталеному процесі температура у псевдозрідженому шарі підтримувалася в межах $T_{\text{ш}}=94\div 96^{\circ}\text{C}$, температура на вході – $T_{\text{вх}}=180\pm 3^{\circ}\text{C}$, зона В рисунок 4.4.

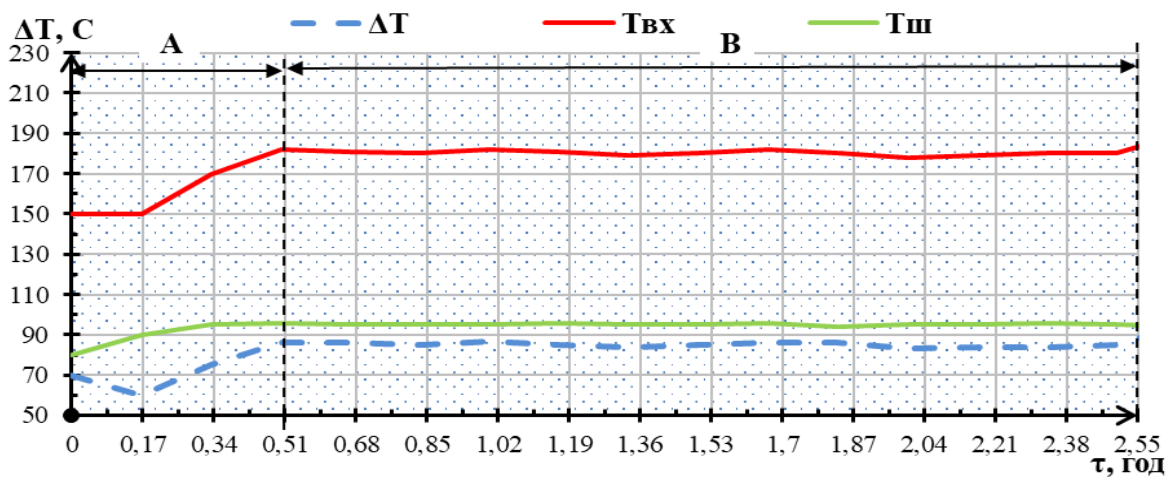


Рисунок 4.4 - Динаміка зміни температур у камері гранулятора.

$T_{\text{вх}}$ – на вході до апарату; $T_{\text{ш}}$ – в шарі, $\Delta T = T_{\text{вх}} - T_{\text{ш}}$

Динаміка зміни гідравлічного опору псевдозрідженого шару наведена на рисунку 4.5 і характеризувалась пульсаційним режимом псевдозрідження з середнім значеннями 2376 ± 150 Па.

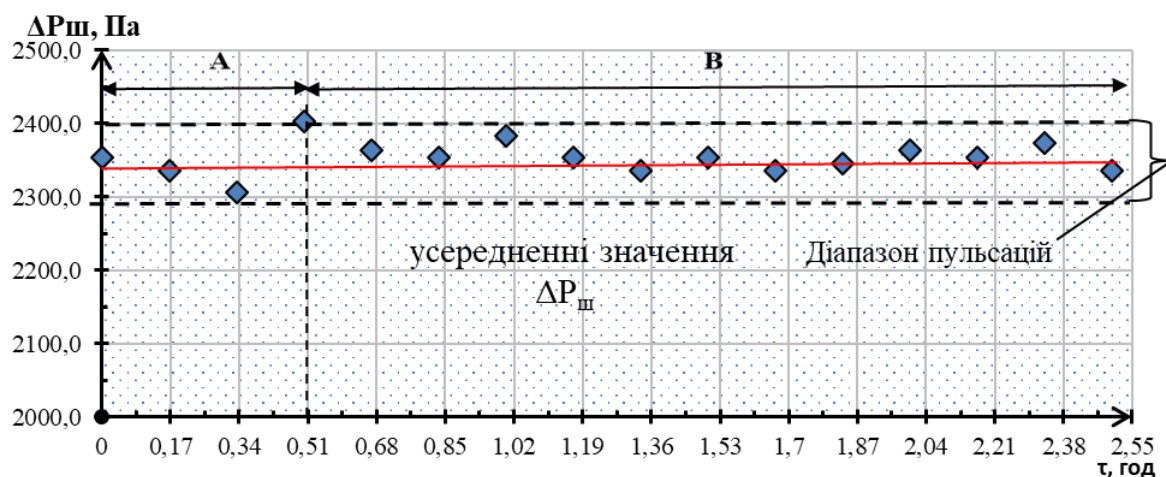


Рисунок 4.5 – Динаміка зміни гідравлічного опору шару

Отже маса шару підтримувалась постійною і контролювалась через середнє значення гідравлічного опору псевдозрідженого шару. При такому способі введення відбувається зменшення загальної поверхні зернистого матеріалу в шарі від 13,06 до 11,203 м² рисунок 4.6.

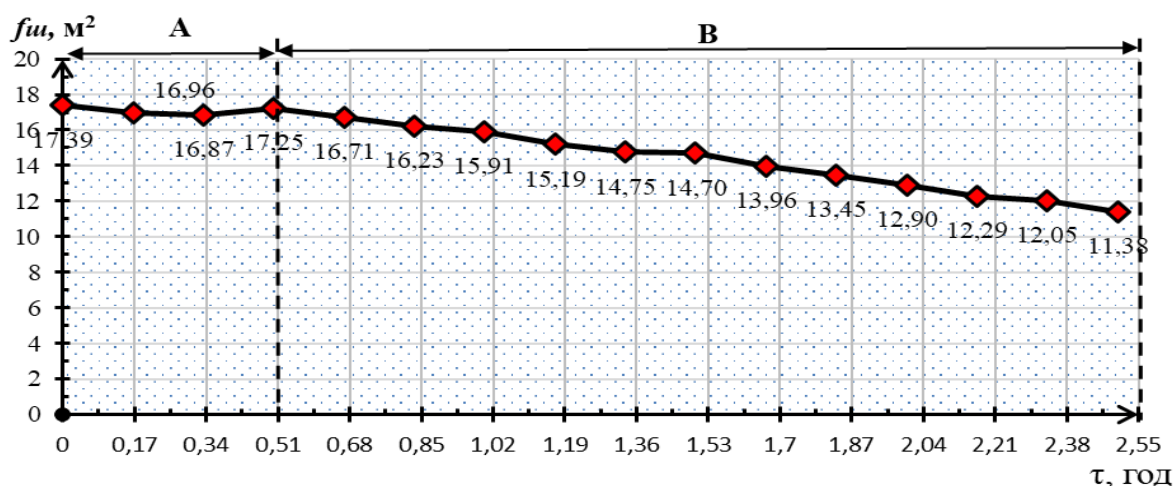


Рисунок 4.6 – Динаміка зміни загальної поверхні шару

До важливих параметрів процесу, що характеризують інтенсивність тепломасообміну відноситься і питоме навантаження за вологою поверхні шару в апараті, рисунок 4.7.

В кінці перехідного процесу $\tau = 0,51$ год, дослід А, цей показник становить $a_f = 0,26$ кг/м²·год, при значенні $D_e = 1,88$ мм, рисунок 4.2. В усталеному процесі цей показник монотонно збільшується від 0,26 до 0,43 кг/м²·год рисунок 4.7, а середнє значення в 1,4 рази перевищує цей показник для дискового диспергатора. Це пов'язано із збільшенням D_e до 2,76 мм. При цьому

відбувається збільшення робочої швидкості теплоносія в апараті для забезпечення якісної гідродинаміки при струменево–пульсаційному псевдозрідженні [118], що зумовлює збільшення кількості підведеної теплоти і відповідно, збільшує кількість випареної води рисунок 4.7. Це підтверджує, що процес зневоднення протікає в першому періоді сушіння.

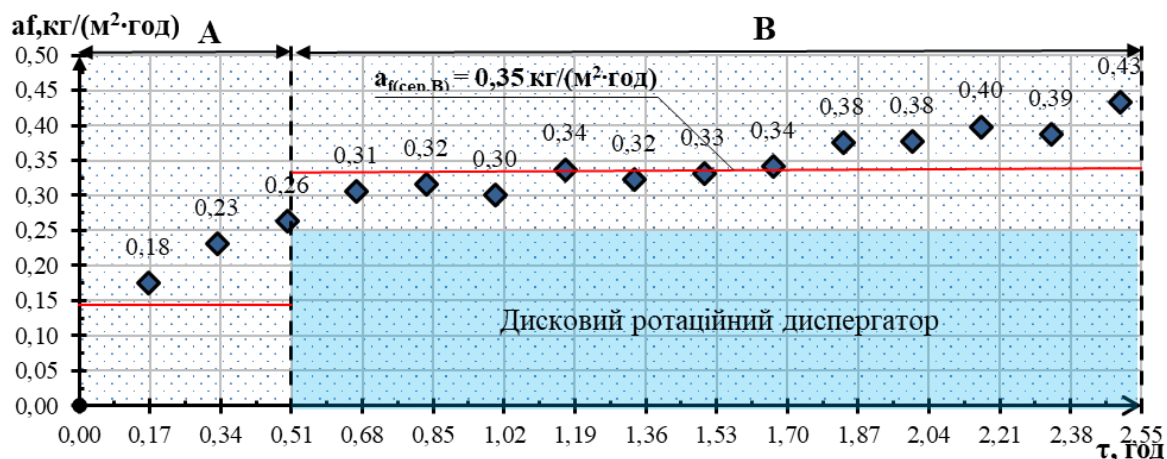


Рисунок 4.7 – Динаміка зміни питомого навантаження поверхні шару за вологою

Вибір раціональних технологічних параметрів при проведенні процесу грануляції з пошаровою структурою підтверджується високими значеннями коефіцієнта грануляції в усталеному процесі **В**, $\psi \geq 93\%$, рисунок 4.8.

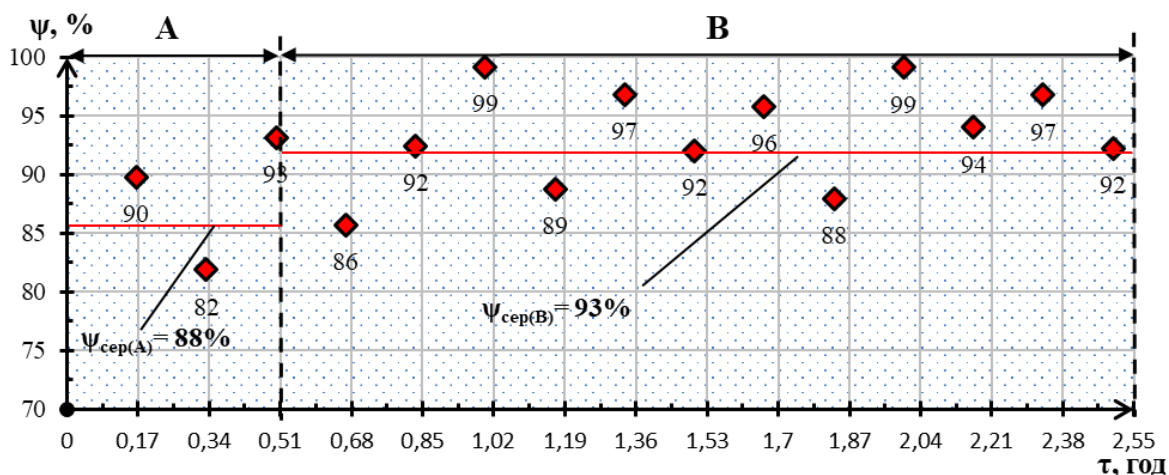


Рисунок 4.8 – Динаміка зміни коефіцієнта грануляції

Експериментальна залежність коефіцієнта грануляції ψ від приведенного фактора формування плівки H_g , $\psi = f(H_g)$, рисунок 4.9, показує, що при значеннях рушійної сили процесу $\Delta T = 95 \pm 3^\circ\text{C}$ і струменево пульсаційному режимі

псевдозрідження коефіцієнт грануляції $\psi \geq 90\%$ досягається при значеннях $H_g = (2,95 \div 3,2) \cdot 10^4$.

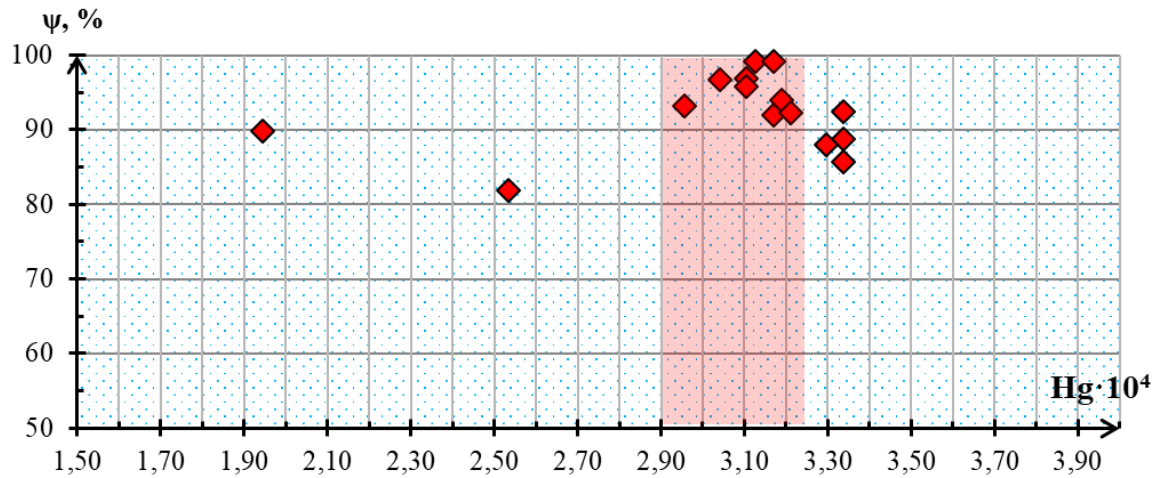


Рисунок 4.9 – Залежність коефіцієнта грануляції від фактора формування плівки H_g

В усталеному процесі **В**, при значенні $H_g = (2,9 \div 3,2) \cdot 10^4$ щільність значень ψ , дуже висока $89 \leq \psi \leq 99, \%$. При $H_g \geq 3,3 \cdot 10^4$, коефіцієнт грануляції ψ зменшується до $85 \div 87\%$, що пов'язано з утворенням локальних зон перезволоження рисунок 4.9.

Усталеність кінетики процесу грануляції досягається стабільністю режиму розпилення ротаційного чашового диспергатора, яка визначалась динамікою параметра H_g рисунок 4.10.

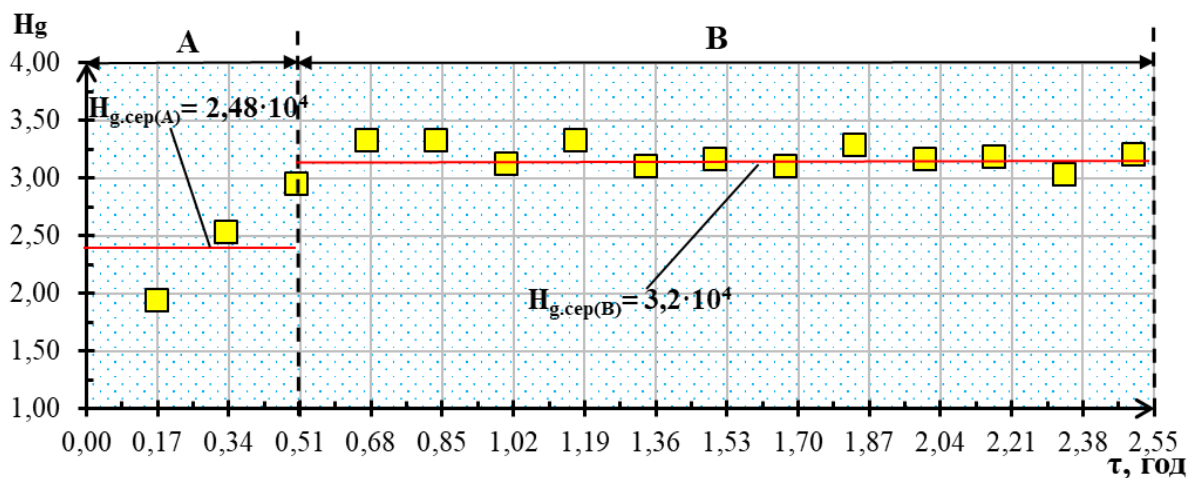


Рисунок 4.10 – Динаміка зміни фактора формування плівки H_g

На рисунку 4.11 наведена динаміка зміни реальної питомої масової продуктивності по гранульованому продукту (масова продуктивність з 1 м² ГРП).

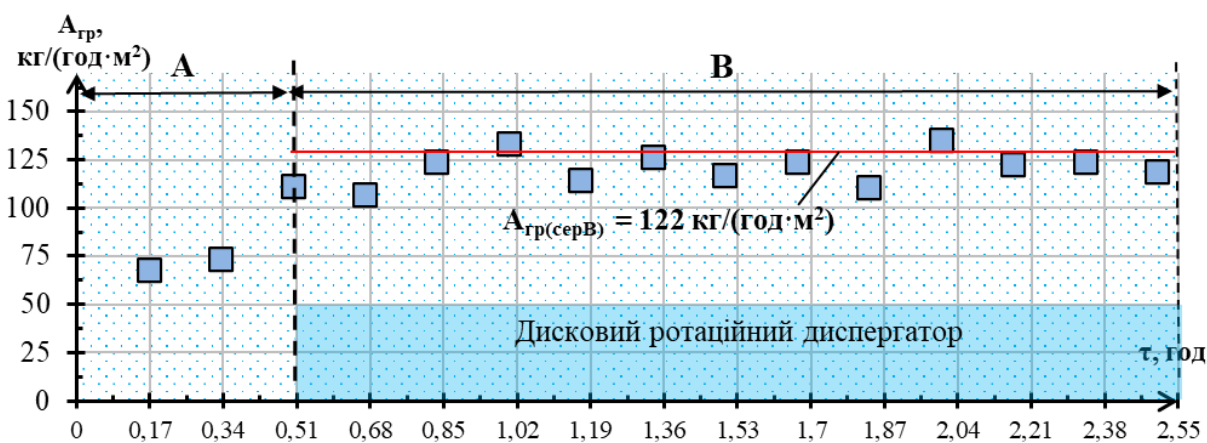


Рисунок 4.11 – Динаміка зміни питомої масової продуктивності по гранульованому продукту

В перехідному режимі – А при $0 \leq \tau \leq 0,51$ год, середня питома масова продуктивність становила 77 кг/(год·м²), а при виході на усталений режим В, $0,51 \leq \tau \leq 2,38$ середня питома масова продуктивність досягла 122...132 кг/(год·м²), що в 2,4 рази перевищує цей результат при застосуванні дискового ротаційного диспергатора.

Загальний вигляд гуміново-азотно-сірковмісних добрив та залежність міцності гранули від діаметру рисунку 4.12-4.13.



Рисунок 4.12 – Загальний вигляд гранульованого продукту фракції +3,0 мм, склад [Г]:[N]:[S] = 1 : 20 : 23

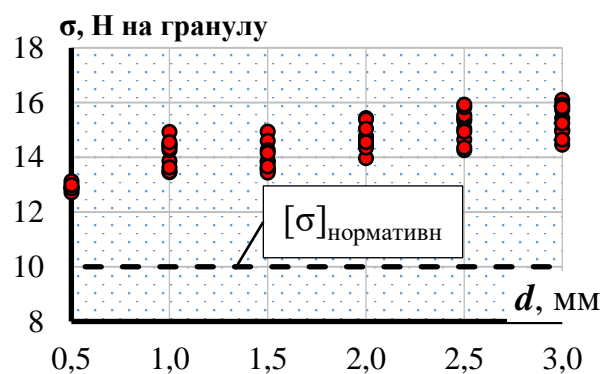
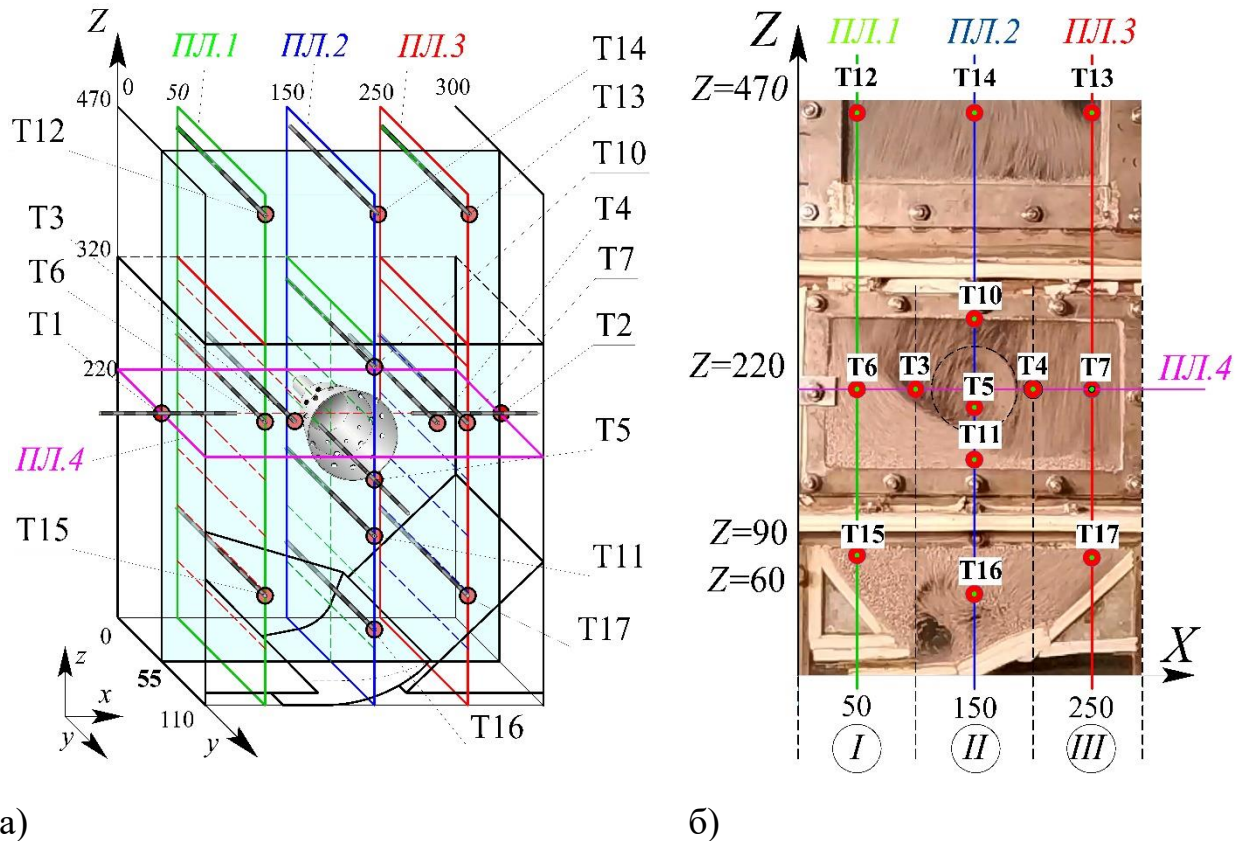


Рисунок 4.13 – Залежність міцності гранул від діаметра

4.1.2 Перевірка адекватності математичної моделі

Для перевірки математичної моделі теплообміну одночасно з визначенням кінетичних характеристик процесу грануляції проводилось вимірювання температурних полів в різних гідродинамічних зонах гранулятора та ротаційного диспергатора рисунок 4.14.



а – схема 3D розташування треків термопар в камері гранулятора;

б – накладання треків термопар на робочу камеру гранулятора;

Зони руху гранул: I – низхідна, II – проміжна; III – висхідна.

Рисунок 4.14 – Схема розташування треків термопар в камері гранулятора та умовних площин ПЛ1;ПЛ2;ПЛ3;ПЛ4

Вимірювання температурного поля в камері гранулятора експериментальної установки проводились при проведенні процесу одержання азотно – гумінових добрив в усталеному режимі в інтервалі часу $0,51 \leq \tau \leq 2,55$ год, рисунок 4.4 при температурі теплоносія на вході $T_{\text{вх}}=180^{\circ}\text{C}$, температурі в шарі $T_{\text{ш}}=96 \pm 2^{\circ}\text{C}$, по якій проводилось регулювання

витрат рідкої фази розташованій в зоні ІІІ, з координатами $X = 250$ мм, $Y = 40$ мм, $Z = 220$ мм, згідно методики розділ 2.

Вимірювання температур проводилось по трекам розташованим по трьом умовним вертикальним площинам, які проходять через середину відповідних гідродинамічних зон, ПЛ.1, ПЛ.2, ПЛ.3 та одну, що проходить через горизонтальну вісь обертання диспергатора ПЛ.4 рисунок 4.14 а. В цих площинах розміщені треки термопар рисунок 4.14 а.

Внаслідок інтенсивного теплообміну значення температур по треку Т15 розташованого на висоті $Z = 110$ мм, $X = 50$ мм, в середині низхідної зони І, показує зміну температур по вісі Y в межах $89 \div 90$ °С рисунок 4.15. Поле температур вимірювалось в треку Т16 ($X = 150$ мм, $Z = 90$ мм) в середині зони ІІ показує зміну температур по вісі « Y » в межах $98 \div 109$ °С рисунок 4.15.

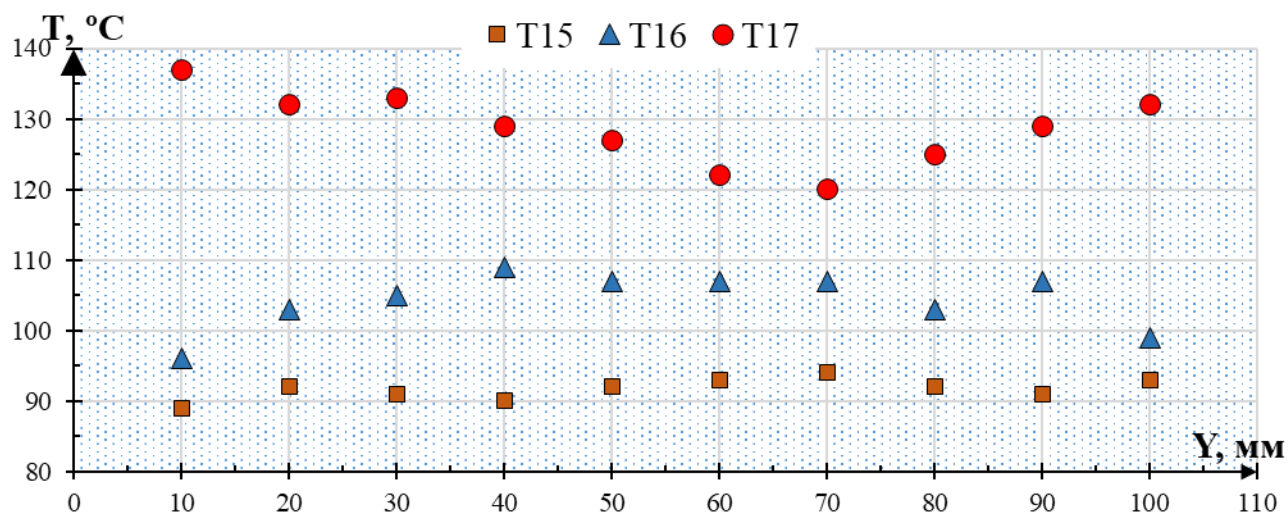
Температура в треку Т17 ($X = 250$ мм, $Z = 110$ мм) по вісі « Y » змінюється в межах $120 \div 138$ °С рисунок 4.15.

Отже зміна температури теплоносія від 180°C до $96...109^{\circ}\text{C}$ в зонах І – Т15 і ІІ – Т16 свідчить, що рушійна сила по теплообміну реалізується на висоті $Z = 90 \div 100$ мм, рисунок 4.15 при температурі в характеристичній точці $T_{\text{ш}} = 96 \pm 2$ °С. Це пояснюється способом реалізації неоднорідного псевдозрідження в автоколивальному режимі [118]

Такий характер зміни температур пов'язаний з реалізацією струменево – пульсаційного режиму псевдозрідження в автоколивальному режимі [118].

Кількісну оцінку інтенсивності теплообміну проводимо через величину градієнту температури:

$$\begin{aligned} \text{I} - dT_{T15(I)} &= \frac{T_{15} - T_{\text{ex}}}{\Delta Z_1} = \frac{92 - 180}{110} = -0,88 \frac{\text{град}}{\text{мм}}; \\ \text{II} - dT_{T16(II)} &= \frac{T_{16} - T_{\text{ex}}}{\Delta Z_2} = \frac{105 - 180}{90} = -0,83 \frac{\text{град}}{\text{мм}}; \\ \text{III} - dT_{T17(III)} &= \frac{T_{17} - T_{\text{ex}}}{\Delta Z_3} = \frac{130 - 180}{110} = -0,45 \frac{\text{град}}{\text{мм}}. \end{aligned}$$



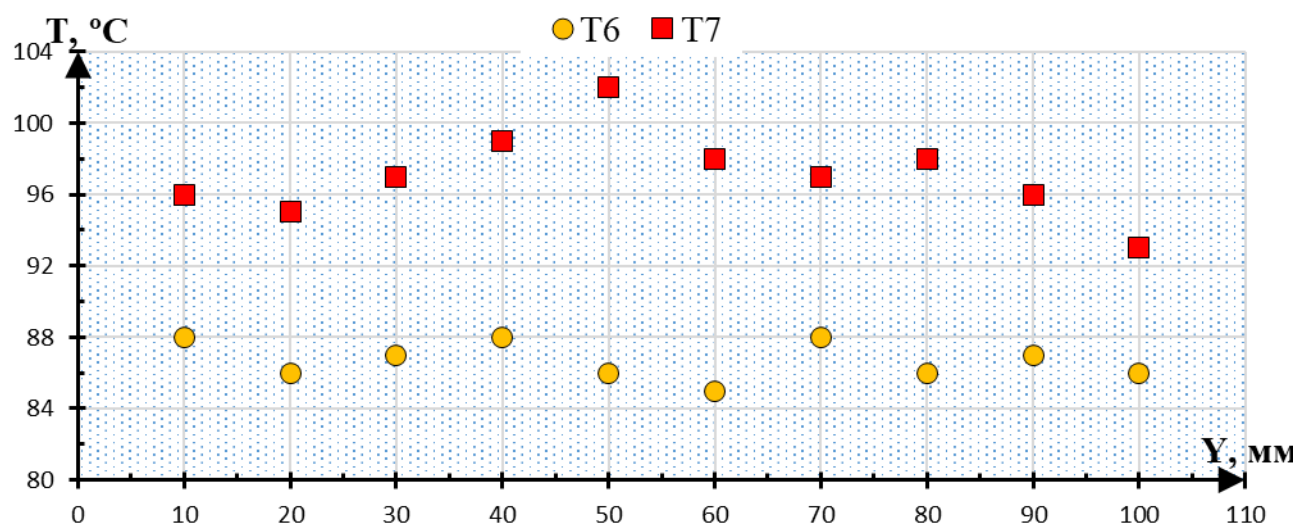
ПЛ.1 T15, $X=50$ мм $0 \leq Y \leq 110$ мм, $Z = 110$ мм,

ПЛ. 2 T16, $X = 150$, $0 \leq Y \leq 110$ мм, $Z = 90$ мм,

ПЛ. 3 T17, $X = 250$, $0 \leq Y \leq 110$ мм, $Z = 110$ мм

Рисунок 4.15 – Температури в треках T15, T16, T17

Характер зміни температур в треках T6 і T7 розташованих на висоті $Z = 220$ мм, $X_{T6} = 50$ мм, $X_{T7} = 250$ мм, через яку проходить площина 4 показано на рисунку 4.16. В цій площині в середині зони II розташований ротаційний чашовий диспергатор з горизонтальною віссю обертання з більшим діаметром 80 мм і меншим – 40 мм.



ПЛ. 4 T6, $X=50$ мм $0 \leq Y \leq 110$ мм, $Z = 220$ мм,

ПЛ. 4 T7, $X = 250$, $0 \leq Y \leq 110$ мм, $Z = 220$ мм,

Рисунок 4.16 – Температури в треках T6, T7

Зокрема для треку Т6 ($Z = 220$ мм, $X = 50$ мм) ПЛ. 2 градієнт температур:

$$dT_{T6(I)} = \frac{T_6 - T_{15}}{\Delta Z_{T6(I)}} = \frac{92 - 180}{220 - 110} = -0,036 \frac{\text{град}}{\text{мм}}.$$

А для треку Т7 ($Z = 220$ мм, $X = 250$ мм) становить:

$$dT_{T7(III)} = \frac{T_7 - T_{17}}{\Delta Z_{T7(III)}} = \frac{99 - 130}{220 - 110} = -0,28 \frac{\text{град}}{\text{мм}}.$$

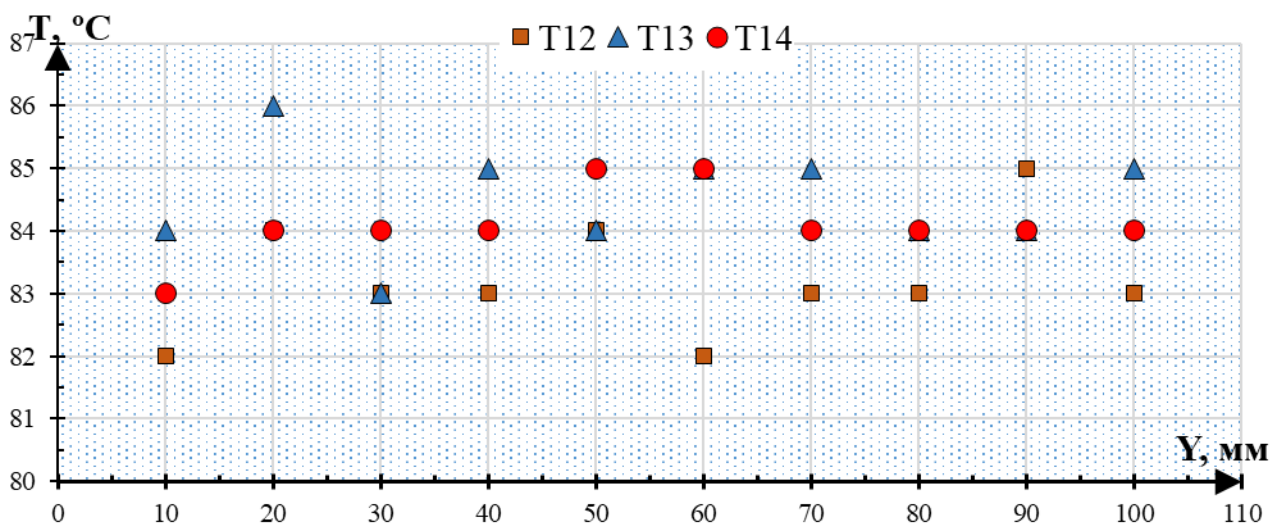
Тобто, в зоні І зміна температури нехтовно невелика, а в зоні ІІ існує великий потенціал по теплообміну, при застосуванні струменево-пульсаційного режиму псевдозрідження.

Зміна температур по вісі «Y» по трьом гідродинамічним зонам при $Z = 470$ мм, $X_{T12} = 50$ мм, $X_{T14} = 150$ мм, $X_{T13} = 250$ мм треки Т12, Т13, Т14 наведена на рисунку 4.17.

При цьому градієнт температур по зонам в інтервалі значень $220 \leq Z \leq 470$ мм відповідно становить:

$$dT_{T12(I)} = \frac{T_{12} - T_6}{\Delta Z_{T12(I)}} = \frac{83 - 86}{470 - 220} = -0,012 \frac{\text{град}}{\text{мм}}; \quad dT_{T14(II)} = \frac{T_{14} - T_{16}}{\Delta Z_{T14(II)}} = \frac{84 - 105}{470 - 90} = -0,055 \frac{\text{град}}{\text{мм}};$$

$$dT_{T13(III)} = \frac{T_{13} - T_7}{\Delta Z_{T13(III)}} = \frac{84 - 87}{470 - 220} = -0,012 \frac{\text{град}}{\text{мм}}.$$



ПЛ. 1 Т12, $X=50$ мм, $0 \leq Y \leq 110$ мм, $Z = 470$ мм,

ПЛ. 2 Т14, $X = 150$, $0 \leq Y \leq 110$ мм, $Z = 470$ мм

ПЛ. 3 Т13, $X = 250$, $0 \leq Y \leq 110$ мм, $Z = 470$ мм

Рисунок 4.17 – Температури в треках Т12, Т13, Т14

Діапазон зміни температур знаходиться в межах $82 \div 85^\circ\text{C}$, що підтверджує режим інтенсивного перемішування

Таким чином, по ПЛ.1, ПЛ.2, ПЛ.3 зони локального перезволоження відсутні.

Порівняння результатів розрахунку температурного поля з експериментальним показує високу збіжність результатів ($4 \div 5\%$), рисунок 4.18.

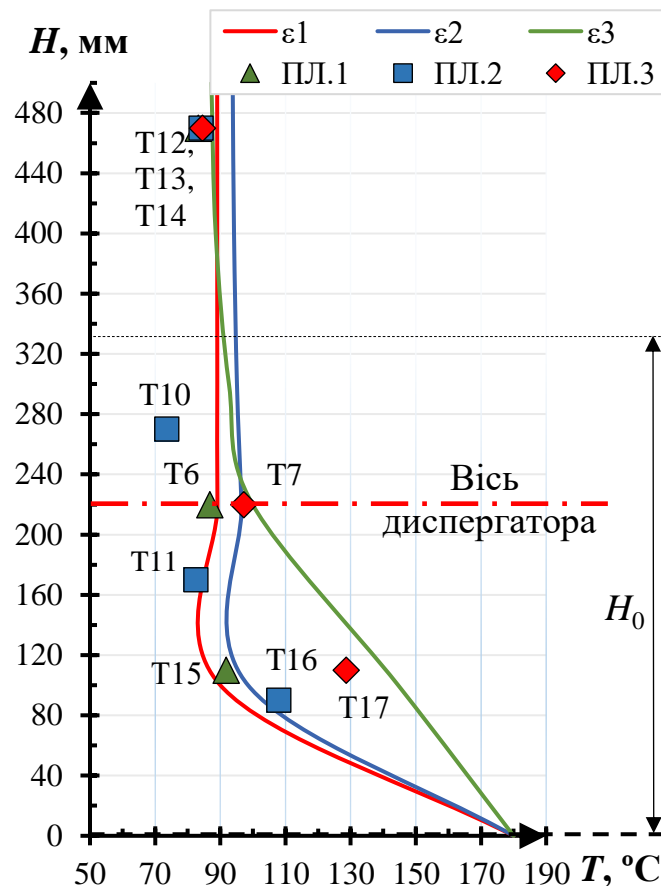


Рисунок 4.18 Порівняння розрахункового та експериментального розподілення температури по висоті робочого шару

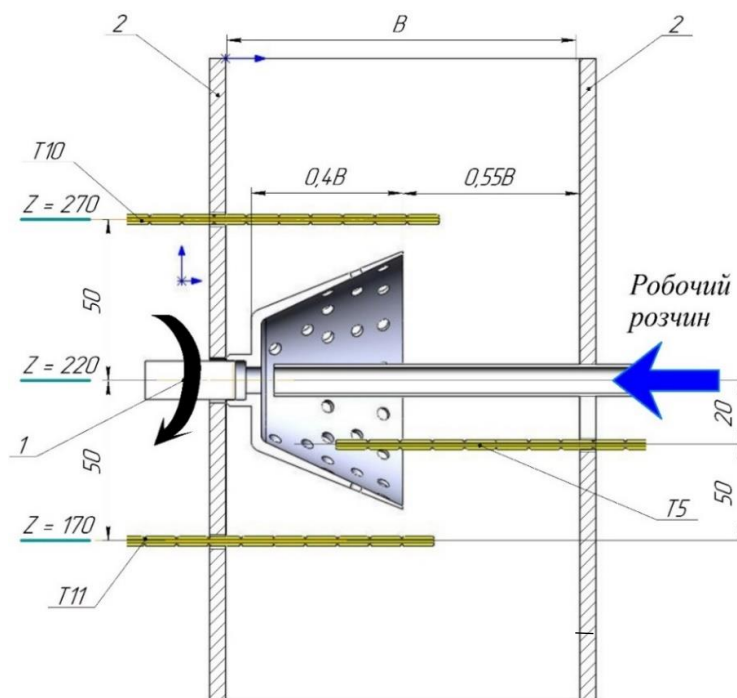
Відхилення експериментальної температури, трек T11 ($Z = 270$ мм), який розташований на відстані 10 мм від більшої крайки диспергатора і 20 мм від меншого діаметра показує на 20°C менше ніж розрахункову в ПЛ.2. Проте при збільшенні висоти до 470 мм всі температури практично співпадають. Ступінь збіжності експериментальних та розрахункових даних для кожної із трьох гідродинамічних зон знаходяться в межах 4,1-5,7%.

Отже рівномірність розподілення рідкої фази при зневодненні і грануляції покладені в основу математичної моделі теплообміну досягнута при застосуванні ротаційного чашового диспергатора, що підтверджено високою збіжністю розрахункових значень температури з експериментальним.

Це доводить, що застосування ротаційного диспергатора з розширеною зоною розпилення дозволило реалізувати на практиці положення фізичної моделі щодо усунення ризиків локального перезволоження і максимальної реалізації механізму пошарової грануляції.

4.2 Визначення температурного поля в зоні зрошення

Вимірювання температур в зоні диспергування необхідний для підтвердження положень фізичної моделі щодо роботи ротаційного чашового диспергатора в псевдозрідженому шарі. На рисунку 4.19 наведена схема розміщення термопар в ПЛ.2, рисунок 4.14 а.



1 – привідний вал диспергатора; 2 – стінки камери апарата

Рисунок 4.19 – Схема розташування треків термопар T5, T10, T11 в вертикальній площині ПЛ.2 ($X = 150$ мм) в околі диспергатора

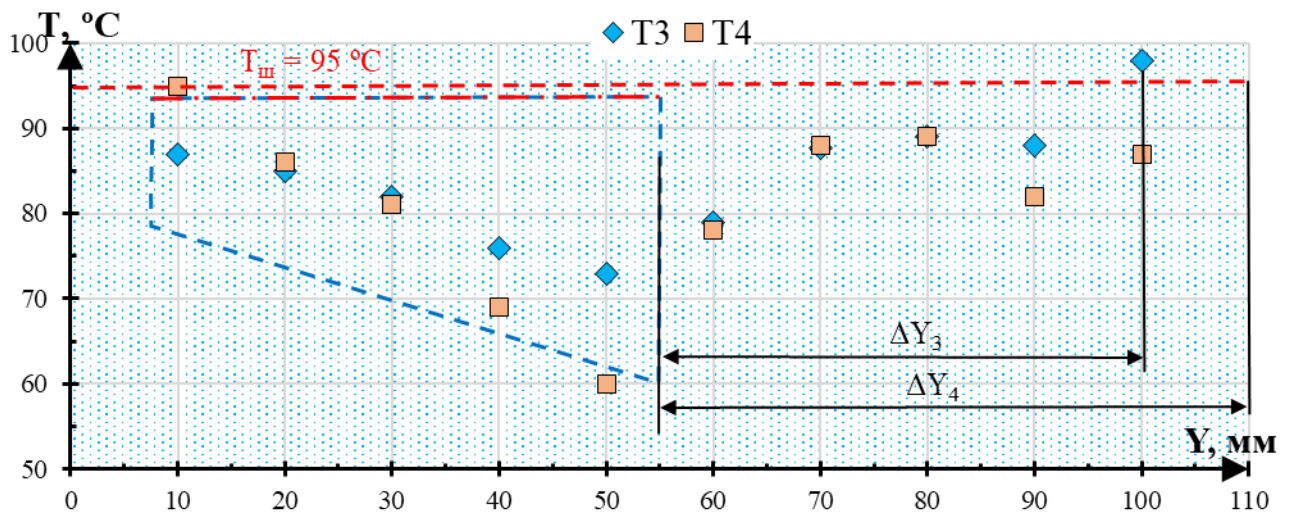


Рисунок – 4.21 – Температура в треках Т3, $X = 100$ мм $0 \leq Y \leq 110$ мм,
 $Z = 220$ мм, Т4, $X = 200$, $0 \leq Y \leq 110$ мм, $Z = 220$ мм

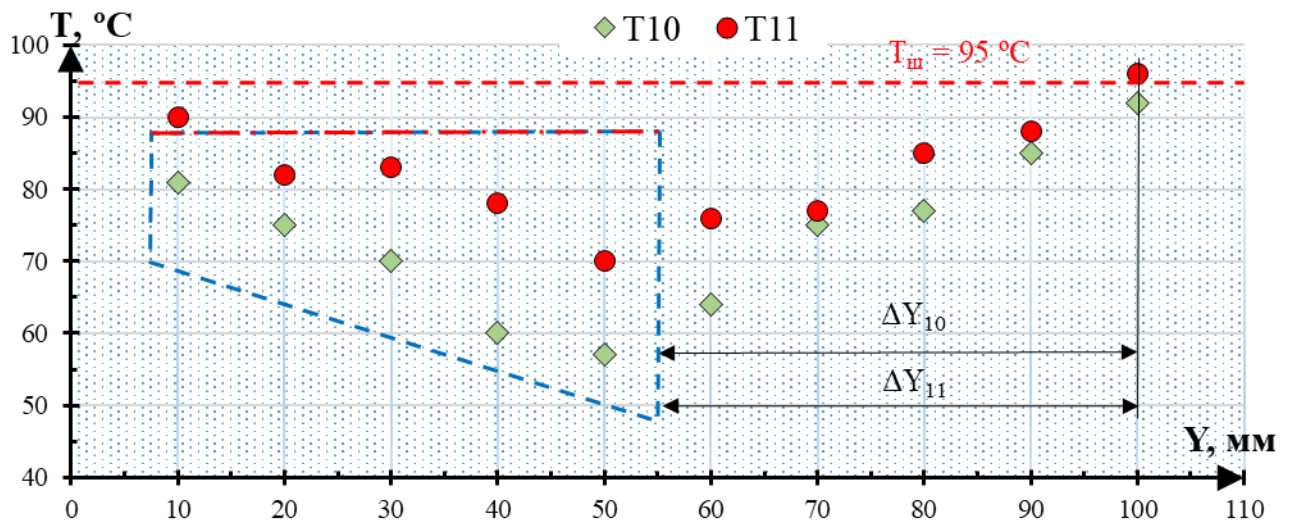
Характер зміни температур в треку Т4, ($X = 200$ мм, $Z = 220$ мм), що проходить на межі II і III зони має аналогічний характер рисунок 4.21, але від'ємний градієнт при $10 \leq Y \leq 50$, $\frac{dT_{T4}}{dy} = -0,875 \frac{\text{град}}{\text{мм}}$. Мінімальні значення температури 60°C в треку Т4 зафіксовані при $Y = 50$ мм, тобто біля більшої крайки диспергатора пояснюється великою порозністю дисперсійної системи. Для цього випадку $\Delta Y_4 > 50$ мм, рисунок 4.21.

Вимірювання температури в ПЛ., 2 в середині зони II по треку Т10 з координатами ($X = 150$ мм, $Z = 270$ мм) наведено на рисунок 4.22.

Від'ємний градієнт вздовж поверхні диспергатора при зміні $10 \leq Y \leq 50$ мм становила $\frac{dT_{T10}}{dy} = -0,45 \frac{\text{град}}{\text{мм}}$, рисунок 4.22. Цей показник сумірний з треком Т3, що свідчить про інтенсивне переміщення зернистого матеріалу через зону зрошення внаслідок пульсаційного режиму псевдозрідження. Разом з тим зона релаксації перед крайкою диспергатора $\Delta Y_{10} \geq 46$ мм.

Це підтверджує припущення, щодо наявності потужного потоку зволжених гранул з чаші диспергатора в зону II по горизонтальному напрямку.

Вимірювання температур в середині зони II термopарою нижче диспергатора трек Т11 ($X = 150$ мм, $Y = 0 \dots 110$ мм, $Z = 170$ мм) наведена на рисунку 4.22.



ПЛ. 2 T10, X = 150, 0 ≤ Y ≤ 110 мм, Z = 170 мм

ПЛ. 2 T11, X = 150, 0 ≤ Y ≤ 110 мм, Z = 270 мм–

Рисунок – 4.22 Температура в треках T10, T11

При $10 \leq Y \leq 50$ спостерігаємо від'ємний градієнт температур $\frac{dT_{T11}}{dy} = -0,55 \frac{\text{град}}{\text{мм}}$, який є більший ніж в треку T10, рисунок 4.22.

В подальшому внаслідок інтенсивного перемішування, значення позитивного градієнта температур при $50 \leq Y \leq 100$ мм, становить $\frac{dT_{T11}}{dy} = +0,63 \frac{\text{град}}{\text{мм}}$. При цьому розмір зони релаксації $\Delta Y_{11} \geq 50$ мм.

В цілому характер зміни температур вимірюваних в треках вище T10 і нижче T11 диспергатора мають аналогічний характер зміни температур, що пояснюється пульсаційним гідродинамічним режимом.

Аналіз зміни температур в околі диспергатора T3, T4, T10 і T11 показує, що інтенсивне відведення зволожених гранул відбувається по вертикальній вісі над і під диспергатором із зонами релаксації $\Delta Y_{10} = \Delta Y_{11} \geq 50$ мм зона II, рисунок 4.22. В низхідній зоні рисунок 4.22, зона релаксації $\Delta Y_3 > 50$ мм. Це досягається внаслідок пульсаційного режиму псевдозрідження в автоколивальному режимі з частотою 1,8 – 2,0 Гц.

Така конфігурація температурного поля в околі диспергатора свідчить про наявність інтенсивного потоку зволоження гранул, який відводиться з чаші

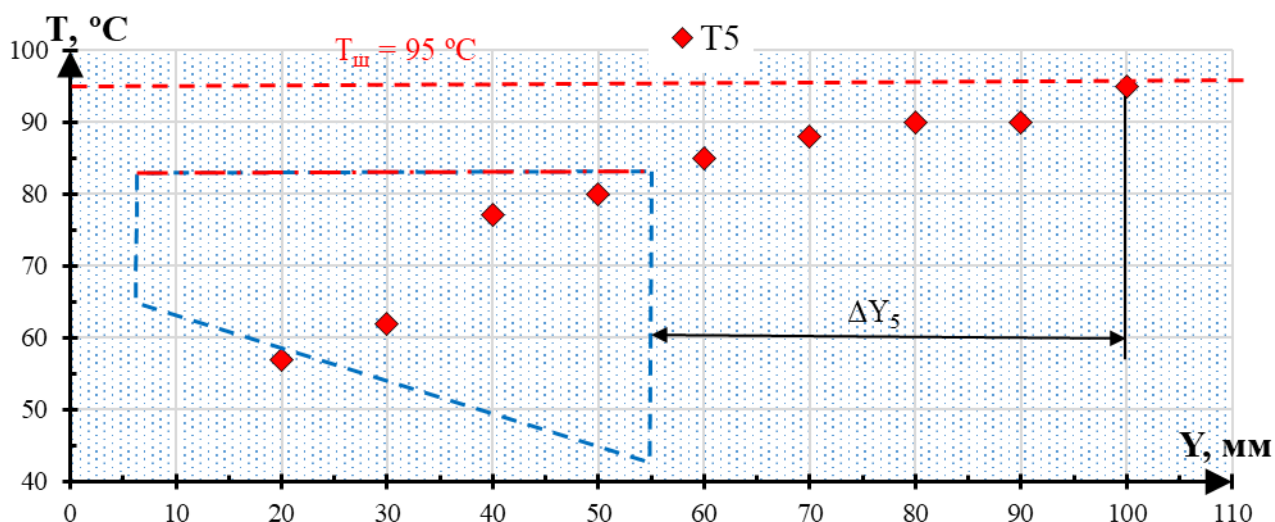
диспергатора практично по всьому периметру чаші ротаційного конічного диспергатора.

Отже застосування ротаційного чашового диспергатора конічного типу дозволяє не тільки збільшити геометричні розміри зовнішньої зони зрошення, а й створити направлений потік зволжених гранул утворених при контакті з рідкою фазою на внутрішній поверхні чаші диспергатора в горизонтальному напрямку.

Умови теплообміну в середині чаші диспергатора визначаємо за показниками термопари треку Т5 якої розташований по вертикальній вісі нижче на 10 мм трубки живлення ПЛ.2, рисунок 4.23.

Наявність направленого циркуляційного руху з зони диспергатора підтверджує характер зміни температури в треку Т5, рисунок 4.19. Так, мінімальна значення температури в площинні введення рідкої фази 57 °С, а на виході 85 °С, тобто градієнт становить $\frac{dT_5}{dy} = 0,675 \frac{\text{град}}{\text{мм}}$ зона релаксації підвищено до 95 °С $\Delta Y_5 \leq 50$ мм, рисунок 4.23.

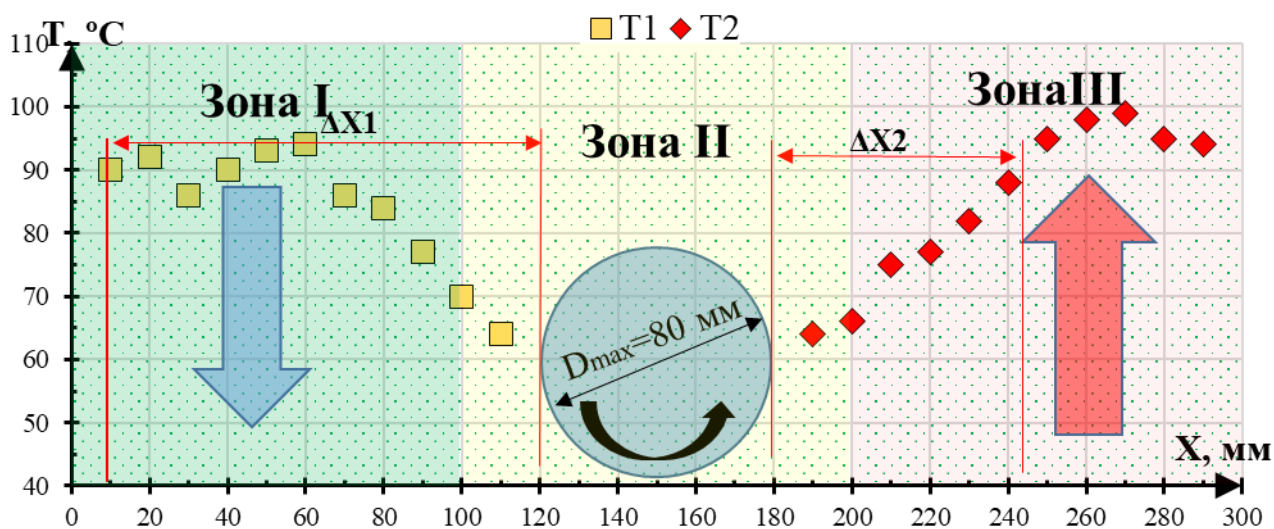
Розмір зони релаксації по треку Т5, ΔY_5 по горизонтальній вісі Y свідчить про наявність потужного струменя зволжених частинок, які під дією відцентрової сили відводяться із чаші диспергатора на зовні та розподіляється в псевдозрідженому шарі, що підтверджує положення фізичної моделі.



Пл.2 Т5, X=150 мм 30 ≤ Y ≤ 110 мм, Z = 200 мм,

Рисунок 4.23 – Температура в треку Т5

Доповнює температурні поля в околі диспергатора і температура виміряна в треках T1 і T2, розташована в зонах I і II в ПЛ. 4, рисунок 4.24.



ПЛ. 4 T1, $0 \leq X \leq 110 \text{ мм}$, $Y = 55 \text{ мм}$, $Z = 220 \text{ мм}$,

ПЛ. 4 T2, $190 \leq X \leq 300 \text{ мм}$, $Y = 55 \text{ мм}$, $Z = 220 \text{ мм}$

Рисунок 4.24 – Температура в треках T1, T2

Розмір зони релаксації для треку T1 $\Delta X_1 = 100 \text{ мм}$, при градієнті температур $\frac{dT_1}{dx} = 0,31 \frac{\text{град}}{\text{мм}}$. Для треку T2 $\Delta X_2 = 60 \text{ мм}$ і градієнт $\frac{dT_2}{dx} = 0,6 \frac{\text{град}}{\text{мм}}$.

Тобто завдяки направленій циркуляції зернистого матеріалу зумовленого струменево – пульсаційним режимом псевдозрідження у вихідному струмені (зона III) температурна релаксація відбувається щонайменше 1,9 рази швидше. Проведені дослідження підтвердили положення фізичної моделі, щодо збільшення зони розпилення рідкої фази при застосуванні ротаційного чашового диспергатора з перфорованою бічною поверхнею.

Експериментально доведено, що завдяки циркуляції зернистого матеріалу через внутрішній об'єм чаші диспергатора відбувається інтенсивне зволоження гранул з наступним винесенням зволжених гранул в робочу зону псевдозрідженого шару. Внаслідок цього майже в 1,5 рази збільшується витрата рідкої фази, яка подається до диспергатора в порівнянні з дисковим ротаційним диспергатором та в 2 рази збільшується лінійний розмір зони диспергування в порівнянні з геометричними розміром конічного чашового ротаційного

диспергатора. Як результат, практично, усувається ризик локального перезволоження та можливість агломерації.

4.3 Процес грануляції багатокомпонентних гетерогенних рідких систем

Метою експериментальних досліджень було перевірка фізичної моделі процесу щодо реалізації пошарового механізму при грануляції висококонцентрованих багатокомпонентних гетерогенних систем у псевдозрідженому шарі при застосуванні ротаційного диспергатора тип 1.

В якості гетерогенної рідкої системи, що подавалась на грануляцію, за технічним завданням фірми ТОВ «ЛІТО», використовувалась суміш, що містила поживні речовини мінерального та органічного походження для створення гранульованих гуміново-органомінеральних добрив. В якості фосфоровмісного компонента було запропоновано використовувати кістяне борошно.

Особливість хімічного складу сухих речовин, що подавалась у вигляді рідкої фази на грануляцію полягала в майже однаковій кількості кістяного борошна 29 % (органічна речовина) та сульфат амонію 27 % (мінеральний компонент).

Остаточна на грануляцію подавалась гетерогенна багатокомпонентна рідка фаза з концентрацією сухих речовин, що в 1,5 рази перевищує концентрацію існуючого процесу грануляції (40%) склад якої наведено на рисунку 4.25

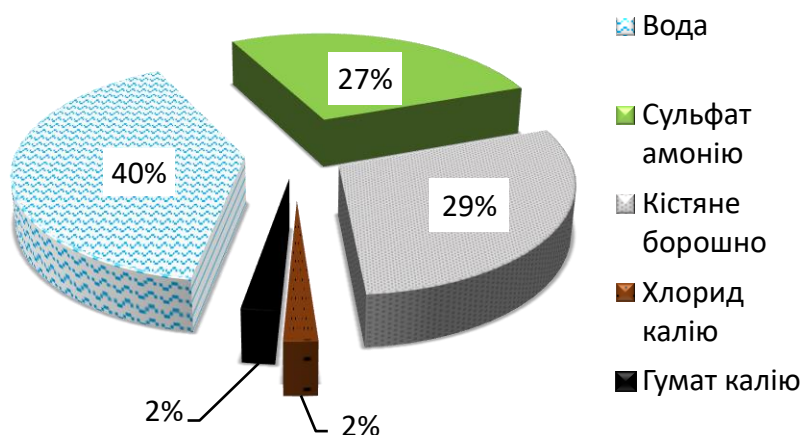


Рисунок 4.25 – Склад рідкої багатокомпонентної гетерогенної системи

Попередніми дослідями [25] встановлено, що для забезпечення механізму із пошаровою структурою з коефіцієнтом грануляції $\psi > 65\%$ суспендовані частинки кістяного борошна за розмірами не повинні перевищувати 10 мкм. На рисунку 4.26 наведені фотографії кістяного борошна: а – до і б – після подрібнення, при цьому ступінь подрібнення $i \geq 15 \div 20$. Усереднений хімічний склад кістяного борошна: оксид кальцію (CaO) – 55%, фосфат (P_2O_5) – 45%.

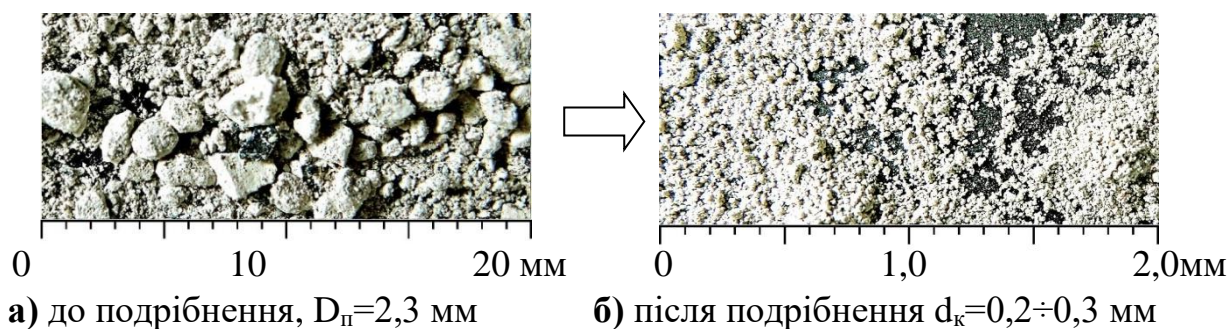


Рисунок 4.26 – Порівняння дисперсності кістяного борошна

В якості початкових центрів грануляції використовувались гранули сульфата амонію з домішками гуматів $D_e = 1,8$ мм. Дослідження процесу грануляції проводились на пілотній установці (п. 2.3) згідно методики п 2.6

Для розпилення рідкої фази використовувався ротаційний чашовий диспергатор тип 1, розміщений всередині псевдозрідженого шару аналогічно як і при визначенні температурного поля рисунок 4.19. Висота нерухомого шару $H_0 = 320$ мм. В процесі дослідження параметри роботи диспергатора підтримувались постійними, таблиця 4.1.

Базові параметри проведення процесу – Таблиця 4.1

Параметри	Значення	Розмірність
Лінійна швидкість більшої крайки диспергатора, $V_{л(max)}$	$15,6 \div 18,2$	м/с
Масові витрати рідкої фази, G_p	$5,6 \div 13$	кг/год
Число плівкового Рейнольдса, $Re_{пл(max)}$	$70 \div 108$	
Число Фруда, Fr_{min}	$365 \div 400$	
Фактор формування плівки, H_g	$(3,0 \div 5,5) \cdot 10^4$	

Результати експериментальних досліджень процесу грануляції наведені на рисунках 4.27 – 4.35 та в додатку Д.

Динаміка зміни еквівалентного діаметра гранул, наведена на рисунку 4.27, свідчить про стійку кінетику грануляції та представлена двома дослідями №1 і №2

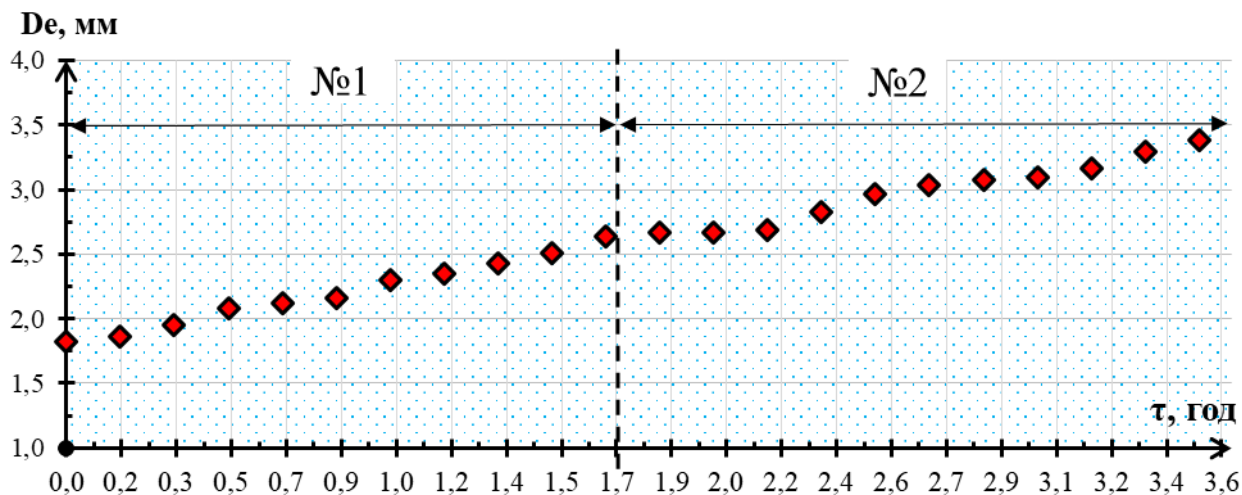


Рисунок 4.27 – Динаміка зміни еквівалентного діаметра гранул

При цьому в досліді №1 $0 \leq \tau \leq 1,7$ год швидкість зростання еквівалентного діаметру $dD_e/d\tau = 0,44$ мм/год то в досліді №2 $dD_e/d\tau = 0,47$ мм/год, що підтверджує стабільну кінетику грануляції.

Динаміка зміни масових відсотків окремих гранул при зневодненні та грануляції висококонцентрованих рідких систем наведена на рисунку 4.28 підтверджує інтенсивний пошаровий механізм грануляції.

Так, при початкових, практично, однакових фракціях +1,0 мм, і +2,00 мм, по 50%, рисунок 4.28 в першому досліді відбувається стрімке збільшення фракції +3,0 мм з 5 до 35%, при $0 \leq \tau \leq 1,7$ год з одночасним зменшенням фракції +1,0 мм з 50% до 10%. При цьому фракція +2,0 мм знаходиться в межах $50 \pm 10\%$, рисунок 4.28.

Це пояснюється великим значеннями швидкості росту гранул в досліді №1. В досліді №2, $1,7 \leq \tau \leq 3,6$ фракція +3,0 мм зростає з 35% до 45%, при одночасному зменшенні масового відсотка фракції +2,0 мм з 50% до 15%. За цей час фракція +4,0 мм зростає від 5% до 39%, рисунок 4.28.

Таким чином, при зневодненні висококонцентрованих рідких систем спостерігається інтенсивний перехід до двох сусідніх за розмірами фракцій які різняться між собою на 1,0 мм.

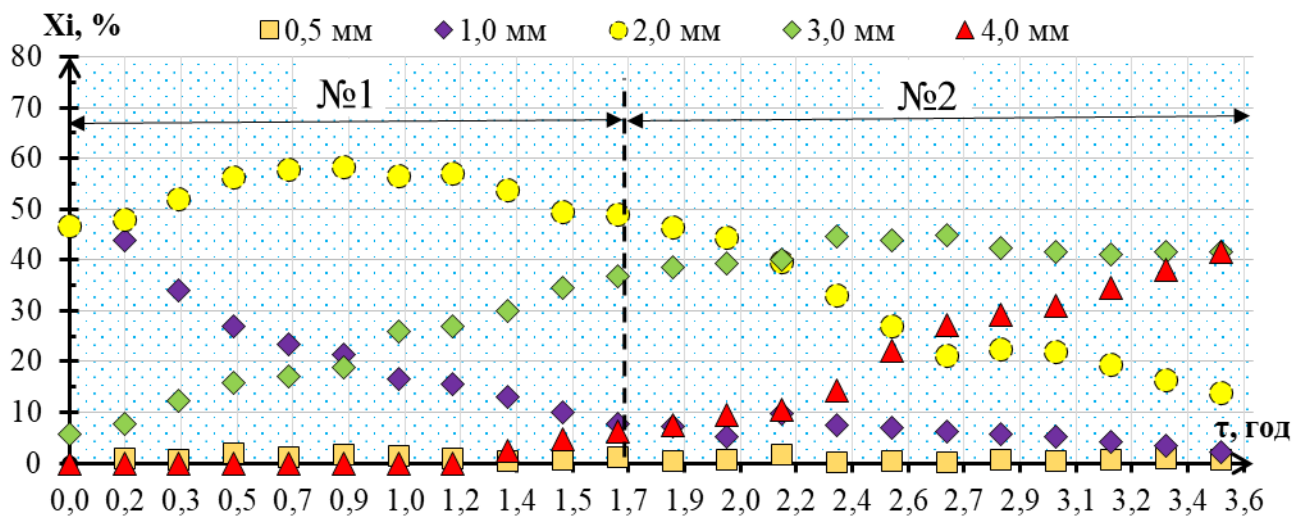


Рисунок 4.28 – Динаміка зміни масових відсотків окремих фракцій із розміром гранул: +0,5 мм, +1,0 мм, +2,0 мм, +3,0 мм, +4,0 мм.

Температура у псевдозрідженому шарі в досліді №1 змінювалась від 60 до 97°C, а температура на вході до апарату від 150 до 210 °C, що свідчить про перехідний режим процесу, рисунок 4.29. У досліді №2 температура в шарі підтримувалась в межах $T_{ш} = 93 \div 97$ °C, при температурі теплоносія на вході до апарату $T_{вх} = 200 \pm 5$ °C, рисунок 4.29, що характеризує усталений процес.

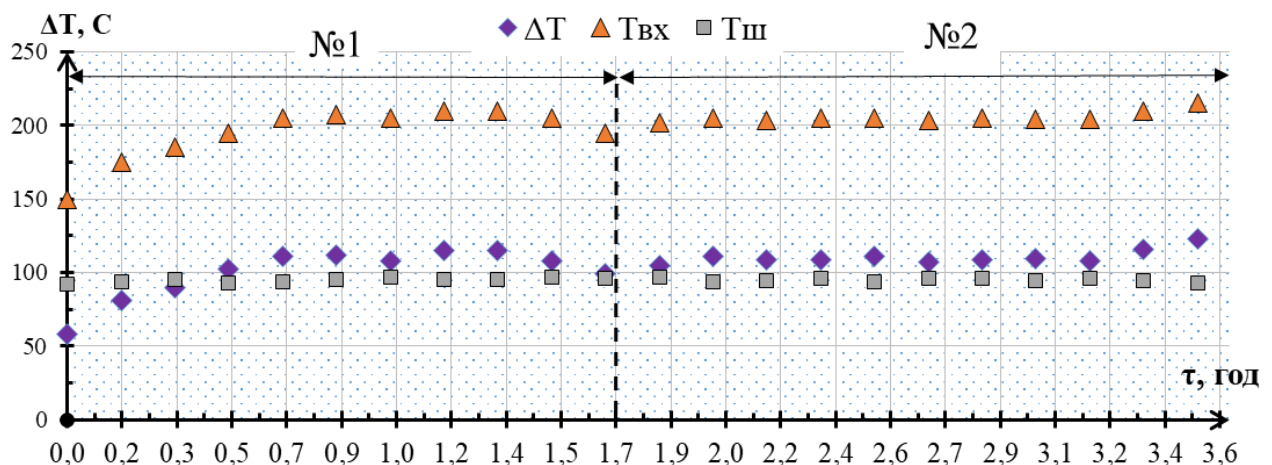


Рисунок 4.29 – Динаміка зміни температур на вході до апарату, в шарі та корисної різниці температур $\Delta T = T_{вх} - T_{ш}$

Маса шару підтримувалась постійною за рахунок вивантаження і контролювалась через гідравлічний опір псевдозрідженого шару $\Delta P_{\text{ш}} = 2350 \pm 50 \text{ Па}$.

В цьому випадку загальна площа поверхні шару під час першого досліді зменшилась з 14,5 до 10,5 м² під час другого з 10,5 до 8 м², рисунок 4.30.

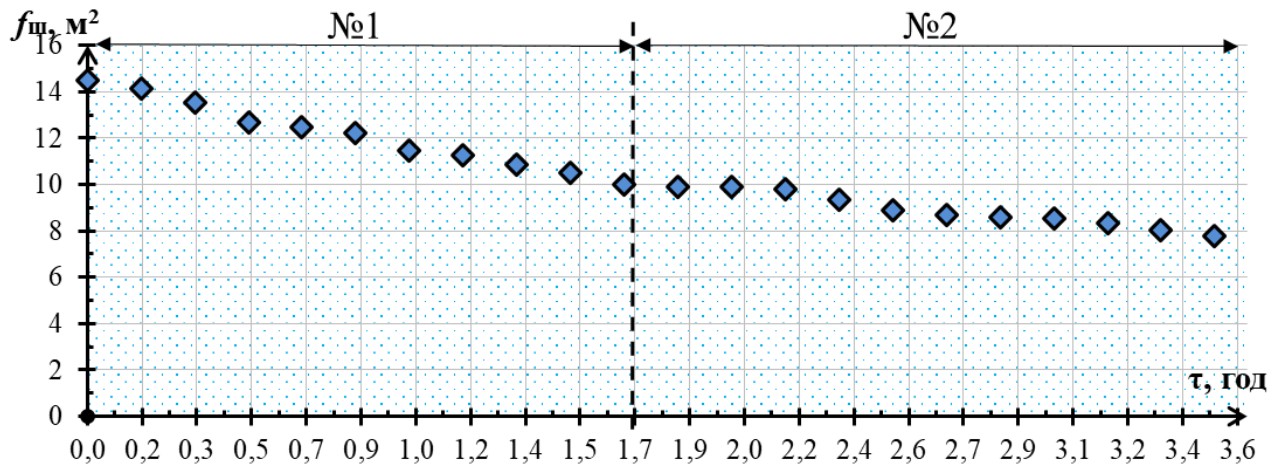


Рисунок 4.30 – Динаміка зміни загальної поверхні шару

Застосування ротаційного чашового диспергатора із розширеною зоною розпилення дозволило збільшити в 2 рази питоме навантаження за вологою в досліді №2 $a_{f\text{сер}}=0,51 \text{ кг}_{\text{вол}}/(\text{м}^2\cdot\text{год})$, в порівнянні з ротаційним дисковим диспергатором $a_{f\text{max}}=0,25 \text{ кг}_{\text{вол}}/(\text{м}^2\cdot\text{год})$ (перехідний режим) рисунок 4.31.

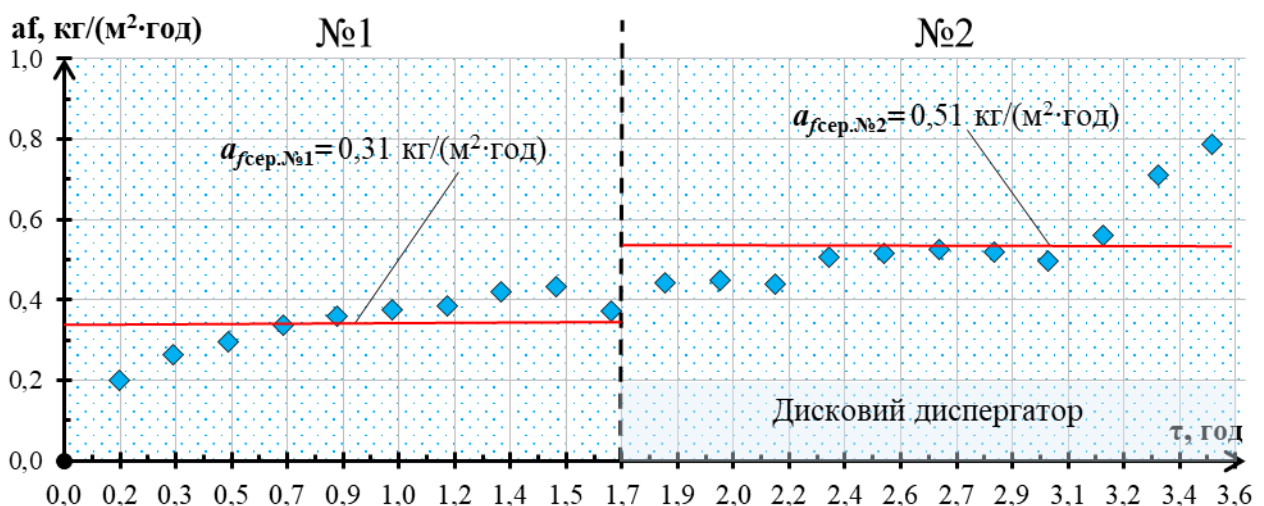


Рисунок 4.31 – Динаміка зміни питомого навантаження поверхні шару за вологою

При підвищенні параметра a_f від 0,5 до 0,79 кг_{вол}/л/(м²год) при $\tau \geq 3,1$ год, коефіцієнт грануляції зменшується від 95 до 75%, рисунок 4.32. Це пояснюється недостатньою акумульованою тепловою енергією гранул, що призводить до їх перезволоження, втрати міцності і збільшення пилоутворення. Динаміка зміни коефіцієнта грануляції, рисунок 4.32 для обох дослідів знаходиться на рівні $\psi_{сер(1)} = 85\%$, $\psi_{сер(2)} = 88\%$ при різниці температур $T_{вх} - T_{ш} = 100^\circ\text{C}$.

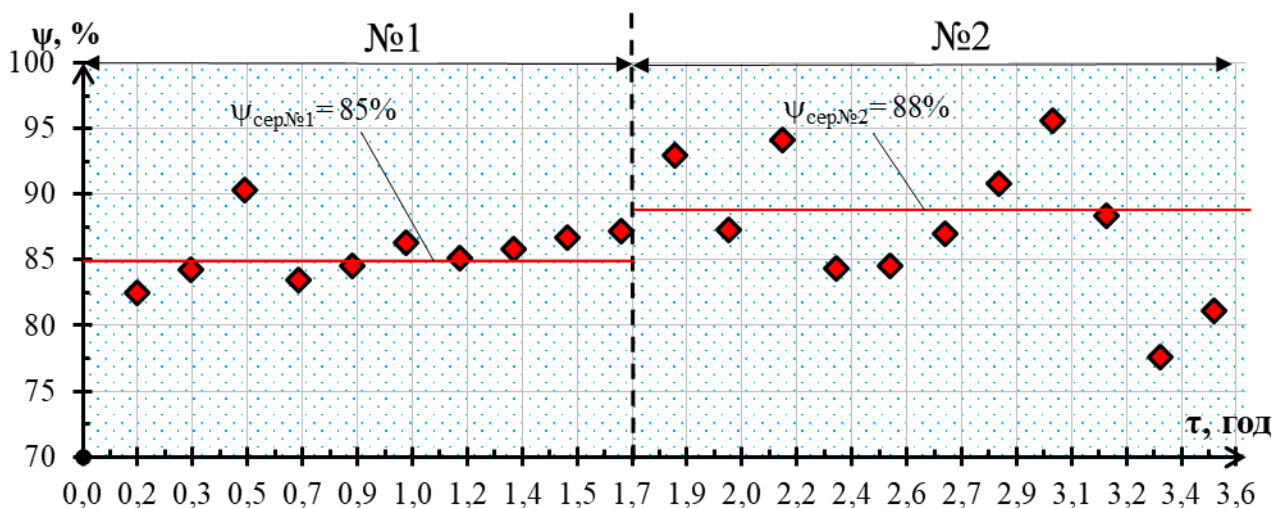


Рисунок 4.32 – Динаміка зміни коефіцієнта грануляції

Для збереження сталої кінетики процесу при збільшенні a_f від 0,5 до 0,8 кг_{вол}/л/(м²год), повинно супроводжуватись адекватним збільшенням $\Delta T_{ш}$.

У випадку коли цього зробити неможливо потрібно збільшити загальну поверхню шару, шляхом збільшення маси шару, з одночасною корекцією гідродинамічного режиму неоднорідного псевдозрідження.

При виході на усталений режим при $T_{вх} - T_{ш}$, питома продуктивність по гранульованому продукту з пошаровою структурою віднесена до площі ГРП апарата становить $A_{гр} = 148 \div 197$ кг/м²·год, що майже в 3÷4 рази перевищує цей показник при застосуванні дискового ротаційного диспергатора рисунок 4.33.

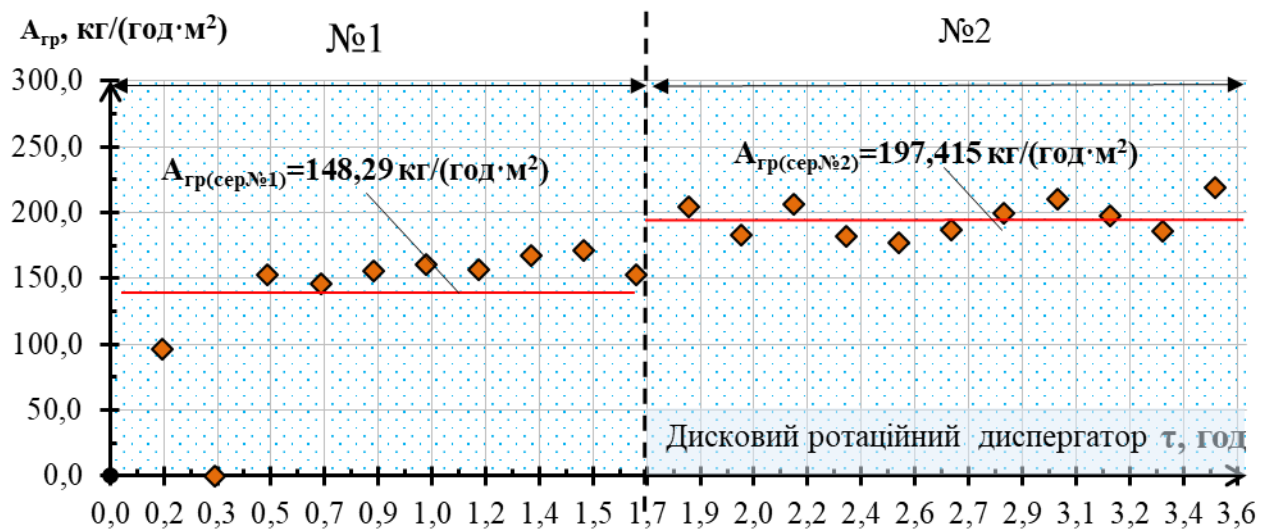


Рисунок 4.33 – Динаміка зміни питомої продуктивності по гранульованому продукту в порівнянні з дисковим ротаційним диспергатором

Значення фактора формування плівки в 1 і 2 досліді при усталеному режимі роботи ($0,4 \leq \tau \leq 2,9$) були постійними $H_g = (4 \pm 0,3) \cdot 10^4$ рисунок 4.34.

Для значень коефіцієнта гранулоутворення $\psi \geq 80\%$ визначено область розрахункового фактору формування плівки $H_g = (2,5 \div 5,5) \cdot 10^4$, рисунок 4.35.

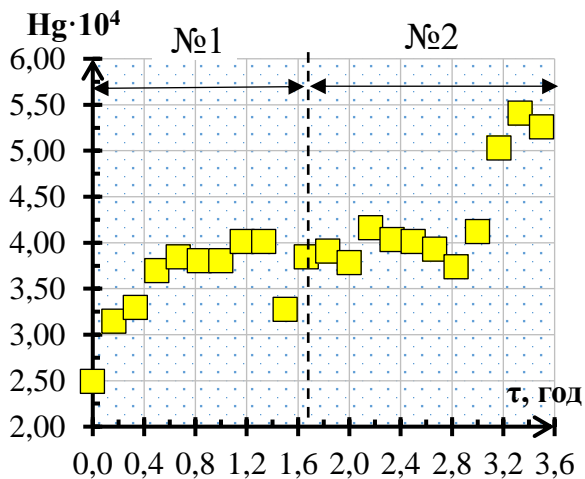


Рисунок 4.34 – Динаміка зміни фактора H_g

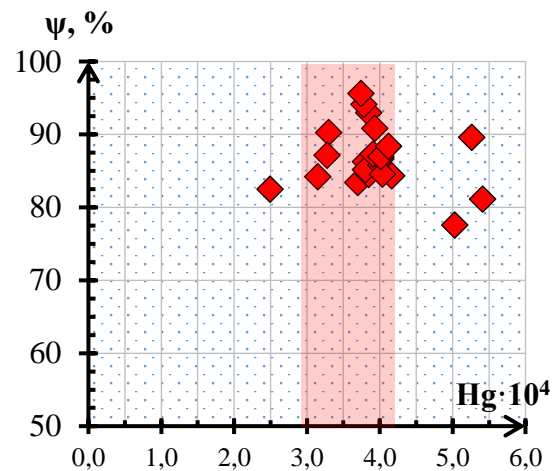


Рисунок 4.35 – Залежність коефіцієнта грануляції від фактора формування плівки H_g

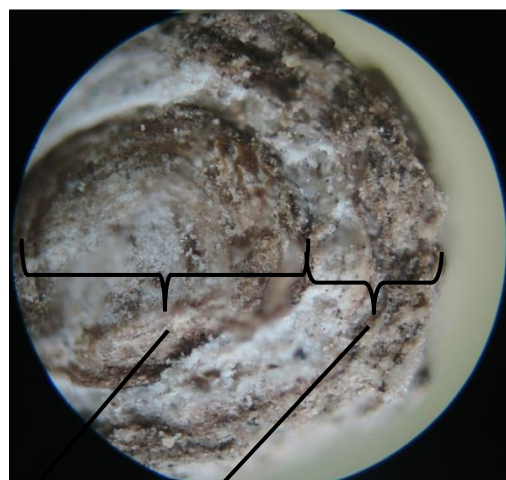
Для усталеного процесу $H_g = (4,0 \div 4,5) \cdot 10^4$ при якому значення коефіцієнта грануляції знаходяться в межах $83 \leq \psi \leq 95\%$, рисунок 4.35.

Причому обмежень зі сторони ротаційного чашового диспергатора який повинен забезпечити при цих витратах пошаровий механізм грануляції з огляду на загальний вигляд товарної фракції та структури гранул рисунок 4.36 і 4.37 немає.

Загальний вигляд гуміново-органомінеральних (гуміново-фосфорно-кальцієво-азотно-калійно-сірковмісних добрив) складу $\Gamma:\text{P}:\text{Ca}:\text{N}:\text{K}:\text{S} = 1:10:19:11:2:12,5$ наведена на рисунку 4.36. Товарна фракція +4.0 мм має сфероподібну форму при повній відсутності агломератів. Більші за розміром, мають місця сколу окремих часток, що свідчить про наявність подрібнення та реалізації внутрішнього джерела центрів грануляції. На фотографіях зрізу гранул чітко виражена нова структура початкового центру грануляції – гранульованого сульфату амонія позн. 1, рисунок 4.37.



Рисунок 4.36 – Загальний вигляд гуміново-фосфорно-кальцієво-азотно-калійно-сірковмісних добрив стимулюючої дії складу: $\Gamma:\text{P}:\text{Ca}:\text{N}:\text{K}:\text{S} = 1:10:19:11:2:12,5$



1 – початковий центр грануляції,
2 – пошарова структура
Рисунок 4.37 – Зріз гранули (збільшено в 10 разів)

В позначені 2 рисунок 4.37 розташовуються шари з нових речовин. Особливістю є те, що вперше одержані гранульовані гуміново-органомінеральні добрива, що містять фосфор та кальцій органічного походження (кістяне борошно).

До важливих характеристик гранульованого продукту відносять міцність. Залежність міцності гранул одержаних гуміново-органомінеральних добрив наведено на рисунку 4.38.

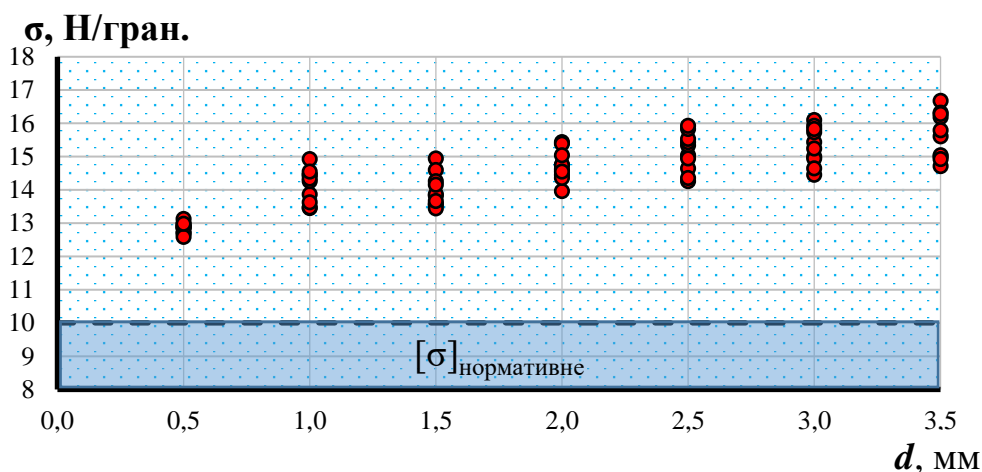


Рисунок 4.38 – Залежність міцності гранул від діаметру

Для товарних фракцій $+2,0 \div 3,0$ мм, міцність гранул одержаного продукту в $1,4 \div 1,5$ разів перевищує нормативне $[\sigma] = 10$ Н/гран.

Таким чином, застосування ротаційного чашового диспергатора з перфорованою бічною поверхнею (тип 1) дозволило завдяки збільшеній зони розпилення та наявності інтенсивної циркуляції зволожених частинок реалізувати пошаровий механізм грануляції при зневодненні рідких багатокомпонентних гетерогенних систем, при стійкій кінетиці процесу з коефіцієнтом грануляції $\psi \geq 90\%$.

При цьому досягнуто підвищення продуктивності по гранульованому продукту з пошаровою структурою щонайменше в 3 рази в порівнянні з дисковим ротаційним диспергатором.

Експериментально доведено доцільність застосування фактора формування плівки в чаші диспергатора у вигляді $H_g = Re_{пл(max)} Fr_{(min)}$ при значенні лінійної швидкості чаші диспергатора $V_{л(max)} = 17,6 \div 18,4$ м/с.

Висновки по розділу 4

1. Експериментально визначені технологічні параметри процесу одержання гранульованого гуміново-азотно добрива із заданими властивостями при зневодненні 40% розчину сульфату амонію з домішками гумінових речовин у псевдозрідженому шарі при застосуванні ротаційного диспергатора з бічною перфорованою поверхнею (тип 1)

2. В дослідях встановлено, що при різниці температур $T_{\text{вх}} - T_{\text{ш}} = 100^{\circ}\text{C}$ і $T_{\text{ш}} = 96 \pm 2^{\circ}\text{C}$ і факторі формування плівки $N_g = 3,3 \cdot 10^4$ процес грануляції проходить виключно за пошаровим механізмом грануляції $\psi \geq 90\%$. При цьому питоме навантаження за вологою становило $a_{f\text{max}} > 0,35 \text{ кг}/(\text{м}^2\text{год})$, що в 1,4 рази більше ніж у дискового диспергатора, а гранульований продукт має сфероподібну форму з діаметром $1,5 \div 3,0$ та міцність більше 12Н на гранулу.

3. Проведена верифікація математичної моделі теплообміну при застосуванні ротаційного диспергатора в умовах неоднорідного псевдозрідження із збіжністю 5,7 %.

4. Експериментально визначені поля температур в околі та в чаші ротаційного диспергатора підтвердили положення фізичної моделі, щодо наявності інтенсивної циркуляції гранул через внутрішній простір чаші диспергатора, що призводить до потужного винесення зволжених гранул в навколишній простір псевдозрідженого шару. В результаті суттєво збільшився геометричний розмір зони зрошення, яка щонайменше в 10 раз перевищує зону зрошення дискового ротаційного диспергатора.

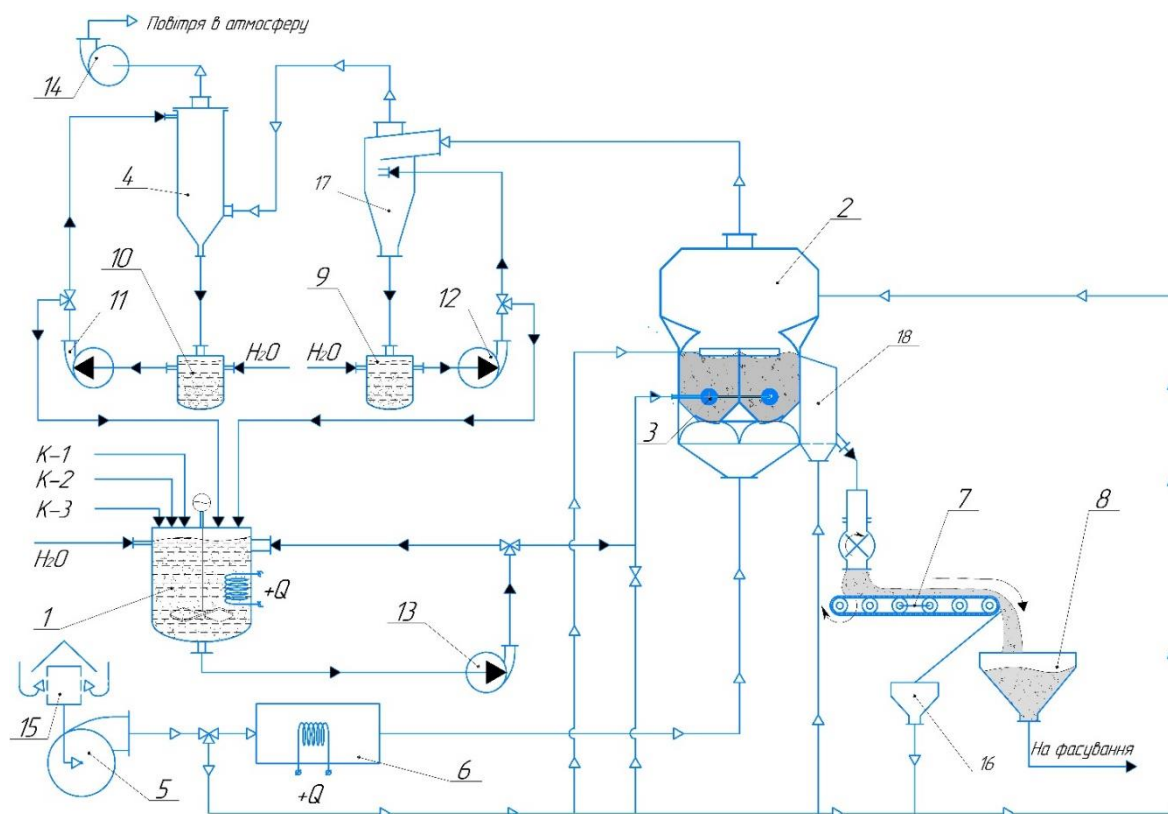
5. Експериментально підтверджено високу економічну ефективність застосування ротаційного диспергатора типу 1 для реалізації пошарового механізму грануляції гетерогенних систем з вмістом сухих речовин до 60% (мас) половина з яких було суспендовані частинки кістяного борошна з розмірами частинок менше 100 мкм, друга мікро-кристали сульфат амонію. При цьому коефіцієнт грануляції $\psi \geq 88\%$, питома продуктивність по гранульованому продукту становить $148 \div 197 \text{ кг}/\text{год} \cdot \text{м}^2$ в $3 \div 4$ рази більша ніж для процесу із застосуванням дискового ротаційного диспергатора.

6. Проведені досліді із застосуванням диспергатора тип 2 для введення рідкої фази (40% розчин сульфату амонія з домішками гуматів) при аналогічних технологічних параметрах показали, що застосування диспергатора тип 2 забезпечить пошаровий механізм, але коефіцієнт грануляції зменшиться $\psi \leq 70\%$. Це пояснюється збільшенням стирання гранул в зоні зрошення розвиненою зовнішньою поверхнею диспергатора.

РОЗДІЛ 5. ОБҐРУНТУВАННЯ ТА ПРАКТИЧНЕ ВПРОВАДЖЕННЯ РЕЗУЛЬТАТІВ ДОСЛІДЖЕНЬ

5.1 Опис технологічного процесу

За результатами теоретико-експериментальних досліджень розроблено технологічну схему промислової установки для одержання нових гранульованих гуміново-органомінеральних добрив (рисунок 5.1)..



1 – ємність для багатокомпонентної рідкої фази ; 2 – гранулятор; 3 – ротаційні диспергатори; 4 – скруббер; 5 – вентилятор ВВТ (газодувка); 6 – теплогенератор

7 – транспортер; 8 – бункер готового продукту; 9, 10 – ємності для циркуляційної води; 11, 12, – насоси; 13 – дозуючий насос 14 – вентилятор;

15 – повітряний фільтр; 16 – бункери для нових центрів гранулювання

17 – мокрий циклон; 18 – камера охолодження

Рисунок 5.1 – Технологічна схема виробництва гранульованих органо-
мінеральних добрив

Установка призначена для переробки водяних розчинів сульфату амонію, що є відходами виробництва капролактаму, разом з домішками кістяного борошна, гуматів та інших необхідних компонентів

Установка для безперервного одержання гранульованих гуміново-органомінеральних добрив повинна забезпечувати, отримання готового продукту із заданими властивостями разом з оперативним керуванням процесом [88, 111].

Грануляція в установці із псевдозрідженим шаром проходить наступним чином. Повітря нагрівається в електрокалорифері 6 до 200...300°C і подається до гранулятора 2, рисунок 4.1. Нагрітий теплоносіє проходить крізь щілини ГРП і надходить до шару зернистого матеріалу (гранули або кристали) і переводить його у автоколивальний струменево-пульсаційний режим псевдозрідження.

У ємність 1 подається водяний розчин сульфату амонію, кістяне борошно, і гумінові речовини та перемішуються до утворення однорідної гетерогенної системи. Після досягнення температури в шарі 90 °C, рідка гетерогенна фаза із ємності 1 дозуючим насосом 13 подається у гранулятор 2 на ротаційний диспергатори 3 за допомогою якого відбувається рівномірне розпилення з рідкої фази з утворенням крапель $d_k = d_{\text{гранул}}$. Після формування плівки рідини на поверхні центрів грануляції відбувається випаровування води та утворення шару із мікрокристалів сульфату амонію розташованих між суспендованими макрочастинами кістяного борошна на поверхні яких осаджуються колоїдні частини гуматів.

Товщина мікрошару знаходиться в межах 10–50 мкм. Для збереження необхідної міцності утвореного шару теплоти, що надходить від гранули для випаровування розчинника з плівки рідкої фази повинно бути достатньою. Це забезпечить стійку кінетику процесу з коефіцієнтом грануляції $\psi \geq 90\%$. В противному разі відбувається значне пилоутворення. Для запобігання цього явища доцільно підвищувати температуру шару, але в межах в яких не відбувається вилучення з гранул цільових компонентів, зокрема аміаку. Цикл повторюється багатократно, що призводить до збільшення розмірів гранул.

Витрати рідкої фази, що подається до гранулятора 2, визначаються за температурою шару в характеристичній точці і регулюється автоматично. При досягненні визначеного розміру гранули вивантажуються з апарату.

Маса шару в апараті підтримується сталою, шляхом вивантаження гранульованого продукту і розраховується за показником питомого навантаження поверхні шару за вологою. У разі необхідності в установці передбачено подачу зовнішнього рециклу.

Відпрацьований теплоносіє проходить першу ступінь очистки в мокрому циклоні 3. Друга ступінь очистки проходить у скрубєрі 4. Рідина на мокрий циклон 3 подається насосом 12 із ємності 9, на скрубєр 4 – насосом 11 із ємності 10. Уловлений у мокрому циклоні 3 та скрубєрі 4 пил повертається до ємності для рідкої фази 1, де змішується та повторно подається на зневоднення у гранулятор 2. Таким чином установка немає стічних вод і має високий рівень екологічної безпеки.

Товарна фракція гранульованого продукту (розмір $D_e=1,5...4,5$ мм) виводиться з гранулятора 2 в камеру охолодження 18 через секторний живильник вивантажується стрічковим транспортером 7 подається в бункер готового продукту 8. Частинки діаметром $D_e=0,5...1,5$ мм відводяться в бункер для нових центрів грануляції 16 і за допомогою пневмотранспорту повертаються в апарат.

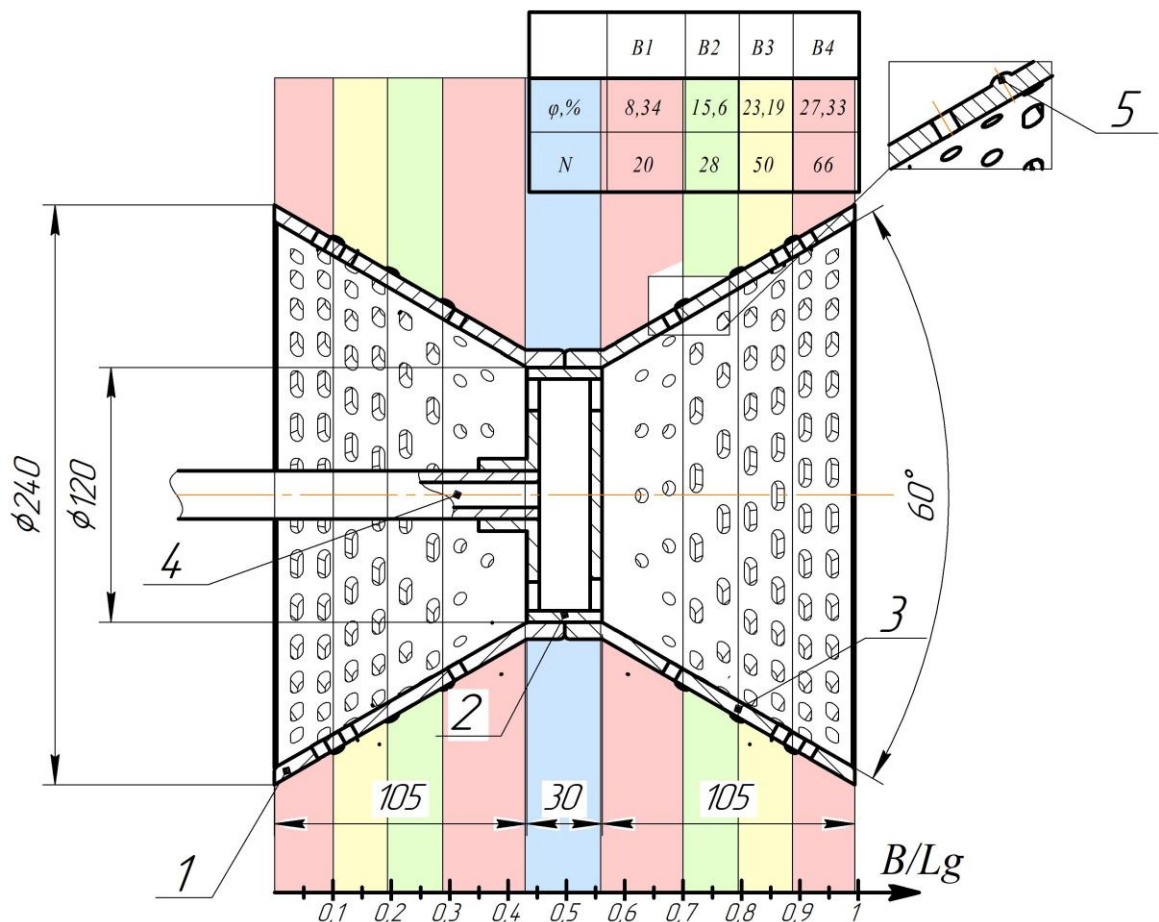
Після фасування гранульований продукт у мішках, вагою до 50 кг, прямує до складу готової продукції [88, 111].

5.2 Конструктивно-технологічна концепція промислового гранулятора

Проведені експериментальні дослідження підтвердили доцільність застосування ротаційного диспергатора конічної форми з перфорованою бічною поверхнею для зневоднення та грануляції висококонцентрованих гетерогенних рідких систем у псевдозрідженому шарі.

До переваг такого способу введення рідкої фази відноситься і реалізація пошарового механізму грануляції, що забезпечує високу рівномірність розподілення макро та мікродомішок по всьому об'єму гранул з коефіцієнтом грануляції $\psi = 90 \%$

В основу концепції промислового ротаційного диспергатора покладені результати експериментальних досліджень зон ротаційного диспергатора тип 3. Приймаємо фактор масштабного переходу $M = 3$. Тобто базові геометричні розміри ротаційного тип 3, збільшуємо в три рази. При цьому відбійні кільця на зовнішній поверхні замінюємо на обмежувальні кільця 5, рисунок 5.2.

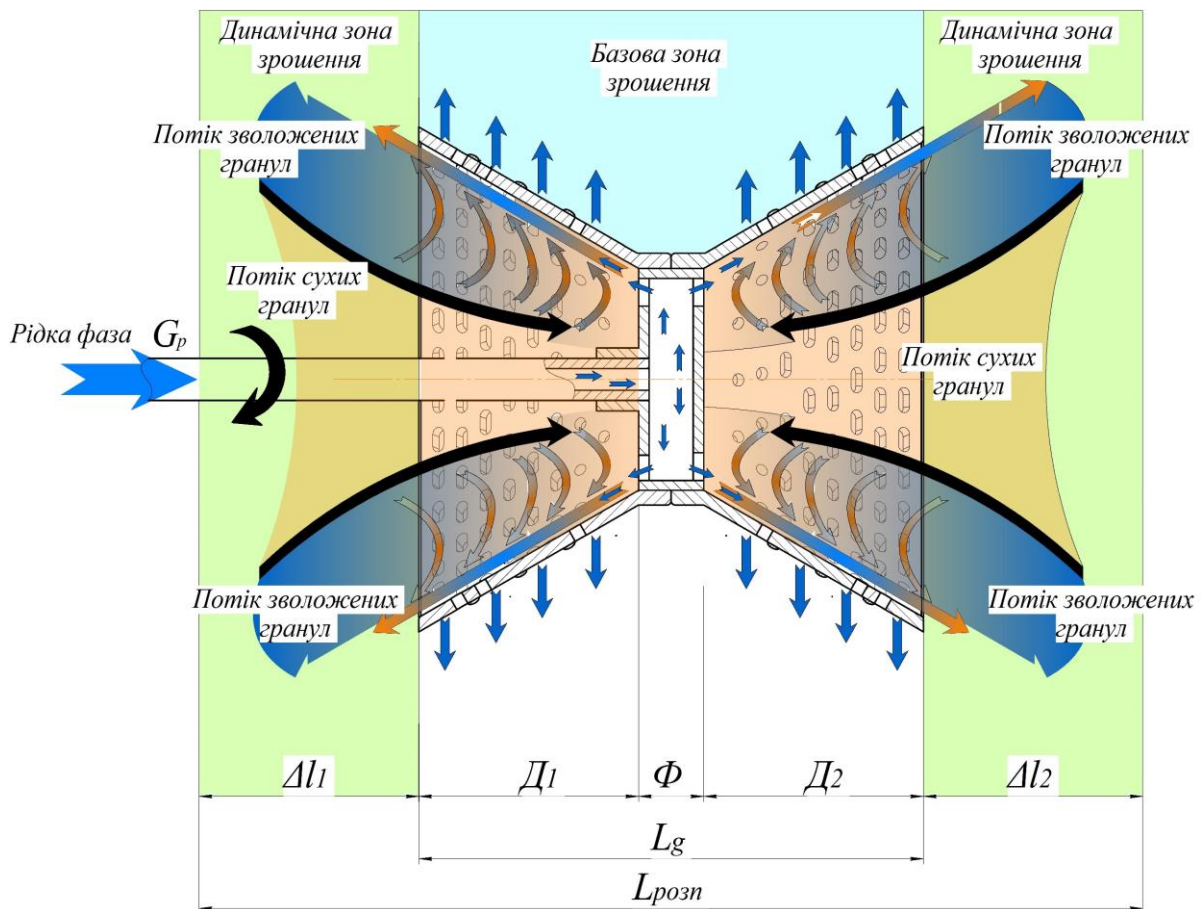


1,3 – конічна частина ротаційного чашового диспергатора, 2 – камера розподілення рідини, 4 – пустотілий вал 5 – відбійні кільця

Рисунок 5.2 – Загальний вид промислового двоконічного ротаційного диспергатора

При цьому, відповідно до проведених досліджень відбувається збільшення базової зони зрошення, внаслідок розпилення рідкої фази через бічні поверхні

ротаційного диспергатора та створення динамічних зон зрошення за рахунок винесення зволожених гранул із чаші диспергаторів, рисунок 5.3. Отже кожна з двох зон диспергування D_1 і D_2 завдяки наявності $\Delta l_1 = D_1$ і $\Delta l_2 = D_2$ збільшується в два рази. Для підвищення рівномірності формування плівки рідини зона «Ф» становить 1/8 загальної геометрії довжини диспергатора, рисунок 5.3. Відносна довжина зон «Д₁» і «Д₂» становить 0,44. Конічну частину розбиваємо на 4 зони, значення живого перетну по зонам подібне до диспергатора тип 3, рисунок 3.16в. Розрахункова схема наведена на рисунку 5.3



Рисунку 5.3 – Формування зон диспергування в промисловому диспергаторі

Звідси випливає, що розмір зони зрошення одного модуля в горизонтальній площині в якій розташована вісь обертання ротаційного диспергатора становить:

$$B = \Delta l_1 + D_1 + \Phi + D_2 + \Delta l_2.$$

Приймаючи: $\Delta l_1 = D_1 = D_2 = \Delta l_2$,

$$B = 4D_1 + \Phi,$$

У випадку $D_1 = 105$ мм, $B = 450$ мм.

Фронтальна довжина модуля:

$$A = A_{\text{екс}} \cdot 3 = 300 \cdot 3 = 900 \text{ мм},$$

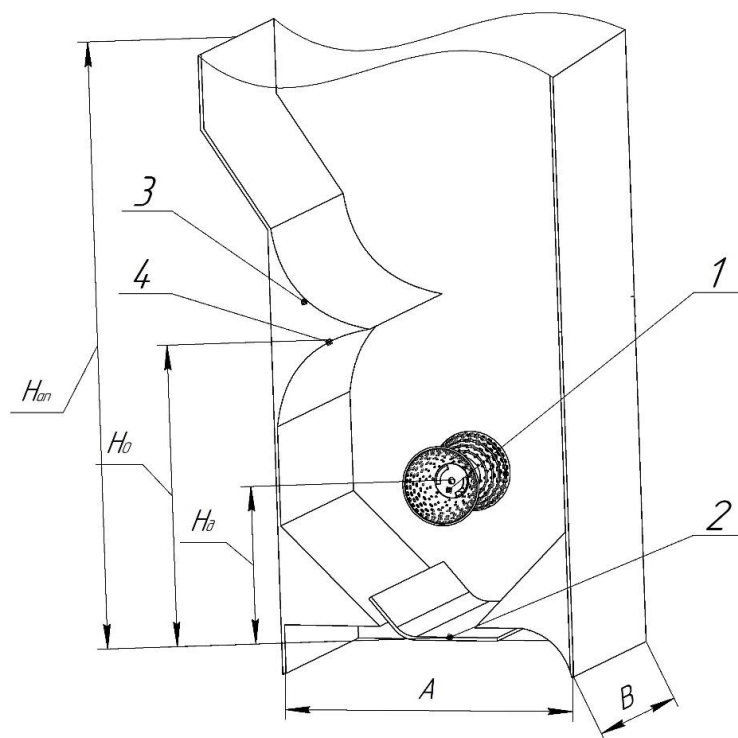
де $A_{\text{екс}}$ – довжина камери пілотної установки, $A_{\text{екс}} = 300 \text{ мм}$.

Схема модуля наведена на рисунку 5.4.

Таким чином, камера гранулятора, рисунок 5.3, у нижній частині споряджена щілинним ГРП 2. Горизонтальні координати щілин введення теплоносія (зріджувального агенту) умовно поділяють камеру на зони *I*, *II* та *III*, рисунок 5.3.

Введення рідкої фази в апарат, рисунок 5.3, проводиться ротаційним диспергатором 1 який обертається за годинниковою стрілкою.

Особливістю реалізації процесу грануляції є застосування неоднорідного струменево – пульсаційного режиму псевдозрідження з частотою пульсації $1,6 \div 2,2 \text{ Гц}$ [118].

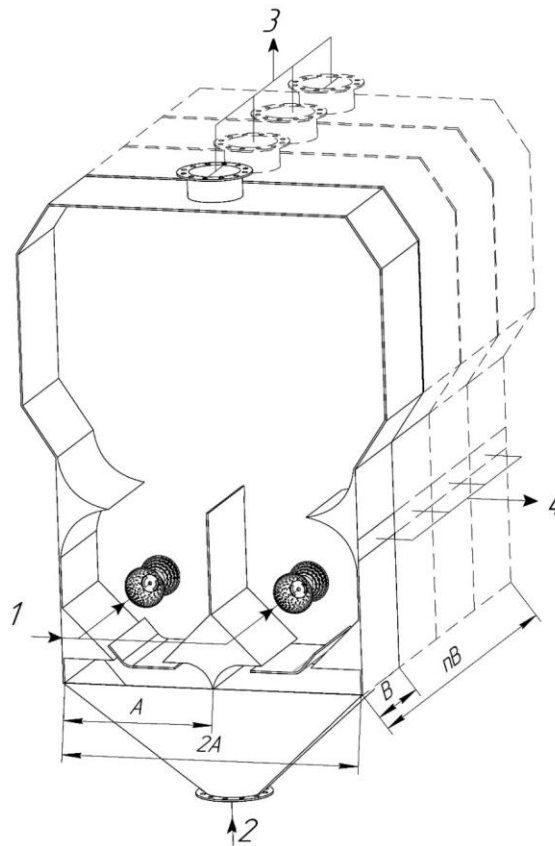


1 – ротаційний диспергатор; 2 – ГРП щілинного типу;

3 – направляюча вставка; 4 – висота нерухомого шару

Рисунок 5.4 – Модуль гранулятора

Для випадку коли продуктивності одного конічного диспергатора буде недостатньо застосовується спарений модуль рисунок 5.5.



1 – подача робочого розчину; 2 – нагрітий теплоносіє;
 3 – відпрацьований теплоносіє; 4 – вивантаження гранульованого продукту
 Рисунок 5.4 – Конструктивна схема гранулятора із чотирьох модулів

Схема розміщення ротаційних чашових диспергаторів в камері промислового гранулятора наведена на рисунку 5.5.

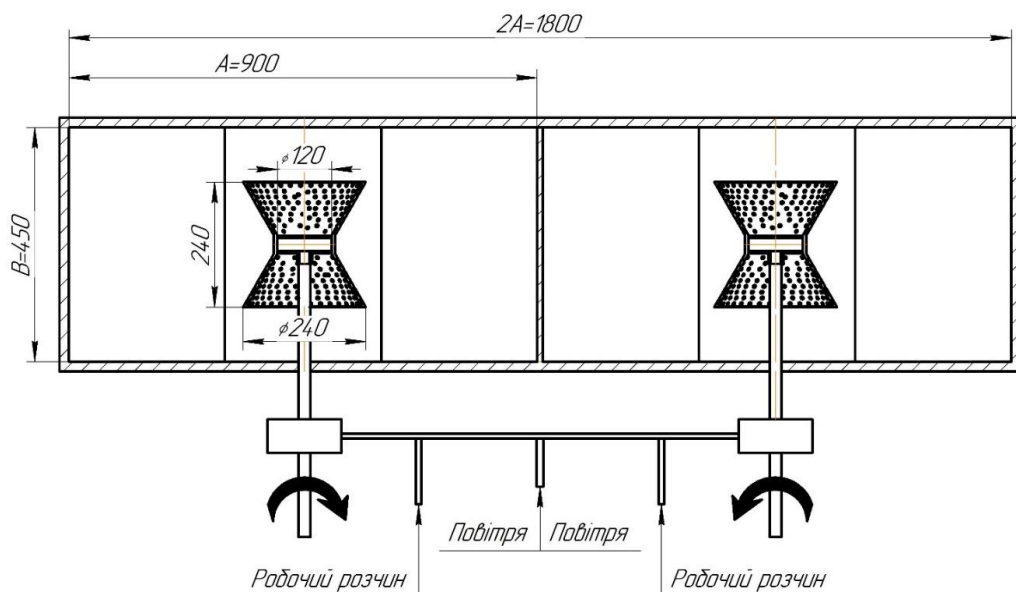


Рисунок 5.5 – Схема розміщення диспергаторів в камері гранулятора

Висновки до розділу 5

1. Обґрунтовано технологічну схему промислової установки одержання органо-мінеральних добрив.

2. Розроблено промислову конструкцію двоконічного чашового ротаційного диспергатора з продуктивністю до 600 кг/год

3. Розраховано прогнозовану питому продуктивність апарата по гранульованому продукту $G_{\text{прод.}} = 500 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$ при $T_{\text{вх}} = 300 \text{ }^\circ\text{C}$.

Удосконалено методику розрахунку гранулятора органо-мінеральних добрив при зневодненні водяних розчинів сульфату амонію із домішками кістяного борошна та гумінових компонентів із застосуванням промислових електрокалориферів для нагріву теплоносія.

ВИСНОВКИ

Дисертація спрямована на вирішення важливої науково-технічної задачі – розроблення процесу та обладнання для одержання комплексних гранульованих екологічно безпечних гуміново-органомінеральних добрив, застосування яких сприятиме збереженню родючості сільськогосподарських угідь.

1. Обґрунтовано доцільність застосування ротаційного конічного диспергатора з коефіцієнтом перфорації бічної поверхні $\varphi_D \leq 20 \%$, для введення багатокомпонентних рідких систем у псевдозріджений шар при грануляції.

2. Теоретично обґрунтовано та експериментально доведено, що застосування чашового ротаційного диспергатора з перфорованою бічною поверхнею дозволяє щонайменше в 6 раз збільшити розміри зони розпилення в порівнянні з дисковим диспергатором та створити активну циркуляцію гранул через чашу диспергатора з частотою $1,7 \div 2,5$ Гц, що сприяє ефективному розподіленню зволжених гранул серед сухих та суттєво зменшує ризик утворення агломератів

3. Експериментально встановлено, що для зменшення стирання гранул при застосуванні чашового ротаційного диспергатора конічного типу для введення рідкої фази до псевдозрідженого шару лінійна швидкість крайки з більшим діаметром становить $V_{\text{л}} \leq 18$ м/с.

4. Для оцінки роботи ротаційного диспергатора, при якому забезпечується середній розмір крапель у зоні розпилення $d_{\text{кр}} \leq 250$ мкм, запропоновано використовувати фактор формування плівки в чаші диспергатора як добуток числа плівкового Рейнольдса на відцентрове число Фруда $H_g = \text{Re}_{\text{пл}(1)} \cdot \text{Fr}_{\text{min}}$ та визначено область раціональних значень $H_g = (3,8 \div 4,0) \cdot 10^4$.

5. Експериментально підтверджено, що застосування ротаційного диспергатора із значеннями $H_g = (3,0 \div 3,5) \cdot 10^4$ при зневодненні 40 % (мас.) робочих розчинів забезпечує пошаровий механізм грануляції при одержанні гранульованих гуміново-азотних добрив, з коефіцієнтом грануляції $\Psi \geq 90 \%$, питомим навантаженням поверхні шару за вологою $a_f = 0,43$ кг/(м²·год) та продуктивністю за гранульованим продуктом з 1 м², що в 1,4 рази перевищує цей показник для процесу із застосуванням дискового диспергатора.

6. Досягнення високої якості розподілення рідкої фази у псевдозрідженому шарі підтверджується математичною моделлю процесу грануляції, яка із похибкою 5,7 % описує зміну температури по висоті шару при застосуванні струменево-пульсаційного псевдозрідження для трьох гідродинамічних зон у камері гранулятора

7. Експериментально доведено, що застосування ротаційного диспергатора типу 1 при зневодненні багатокомпонентних гетерогенних рідких систем із вмістом сухих речовин 60 % які складаються із сульфату амонію – 27 %, кістяного борошна – 29 % та гуматів – 1 % дозволило вперше отримати гуміново-органомінеральні добрива складу $G:P:Ca:N:K:S = 1:10:19:11:2:12,5$ у вигляді гранул із пошаровою структурою з еквівалентним діаметром $2,5 \leq D_e \leq 4,0$ мм, при цьому коефіцієнт грануляції становить $\Psi \geq 88$ %. Висока ефективність процесу підтверджується збільшенням питомого навантаження поверхні шару за вологою $a_f = 0,51$ кг/(м²·год) в 2 рази та в 3 рази продуктивності за гранульованим продуктом з 1 м² газорозподільного пристрою – 197 кг/(год·м²) в порівнянні з показниками для процесу із застосуванням дискового диспергатора.

8. За результатами досліджень розроблена методика розрахунку та рекомендації щодо конструкції промислового апарату продуктивністю 500 кг/год гранульованого продукту

9. Науково технічні результати дисертаційної роботи впроваджено в виробничому обладнанні ТОВ «Лабораторія інноваційних технологій очистки» та в навчальний процес кафедри машин та апаратів хімічних і нафтопереробних виробництв Національного технічного університету України «Київський Політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»

10. За матеріалами дисертаційної роботи опубліковано 29 друкованих праць, з них 1 монографія, 7 статей у наукових фахових виданнях України, з яких 2 індексуються в міжнародній наукометричній базі Scopus, 3 статті у інших виданнях, 7 патентів України на корисну модель та 11 тез доповідей у збірниках матеріалів міжнародних і всеукраїнських конференцій.

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. World population prospects [Електронний ресурс]. – 2019. – Режим доступу: https://www.ined.fr/en/everything_about_population/demographic-facts-sheets/focus-on/world-population-prospects-2019/
2. Цілі сталого розвитку 2016-2030 [Електронний ресурс]. – 2016. – Режим доступу: <http://www.un.org.ua/ua/tsili-rozvytku-tysiacholittia/tsili-staloho-rozvytku>.
3. Багорка М. О. Комплексна екологічно-економічна оцінка землекористування в Україні / Багорка М. О. // Науковий вісник Міжнародного гуманітарного університету. – 2017. – Вип. № 27. – С. 55-59.
4. Експорт зернових 2019 рік [Електронний ресурс]. – 2019. . – Режим доступу: <http://www.iae.org.ua/presscentre/archnews/2666-u-sichni-veresni-2019-roku-ukrayina-eksportovala-rekordni-398-mln-t-zernovykh-na-sumu-ponad-68-mlrd-dol-ssha-mykola-puhachov.html>
5. Автоматизований баланс попиту та пропозиції зернових України [Електронний ресурс]. – 2019. – Режим доступу: http://ucab.ua/ua/doing_agribusiness/agrarni_rinki/zernovi
6. Земля на межі. Вчені НААН — про 4 проблеми якості ґрунтів [Електронний ресурс]. – 2019. – Режим доступу: <https://agropolit.com/spetsproekty/358-zemlya-na-meji-vcheni-naan--pro-4-problemi-yakosti-gruntiv>
7. Структура Українських земель та співвідношення кількості чорноземів в Україні та інших європейських країнах [Електронний ресурс]. – 2016. – Режим доступу: <http://land.gov.ua/info/infohrafika-struktura-ukrainskykh-zemel-ta-spivvidnoshennia-kilkosti-chornozemiv-v-ukraini-ta-inshykh-ievropeiskykh-krainakh>.
8. Деградація українських ґрунтів набуває загрозливих масштабів [Електронний ресурс]. – 2017. – Режим доступу: <https://agropolit.com/6835-degradatsiya-ukrayinskih-gruntiv-nabuvaye-zagrozlivih-masshtabiv>.

9. Содержание гумуса и структурное состояние черноземов типичных лесостепи Украины – [электронный ресурс] – Режим доступа: <http://cyberleninka.ru/article/n/soderzhanie-gumusa-i-strukturnoe-sostoyanie-chnozemov-tipichnyh-lesostepi-ukrainy>. Дата звернення (13.12.2015) – Назва з екрана.
10. Оптимізація систем удобрення у сучасному землеробстві – [електронний ресурс] – Режим доступу: <http://libr.rv.ua/ua/virt/114/>
11. Медведєв В. В. Досвід реалізації “європейської ґрунтової політики”. Рациональне використання ґрунтових ресурсів і відтворення родючості ґрунтів: організаційно-економічні, екологічні й нормативно-правові аспекти: монографія / ред. С. А. Балюк, А. В. Кучер. Харків: Смугаста типографія. – 2015. – С. 368-379.
12. Головка А. М. Використанні мікроміцетів для одержання біологічних препаратів з фунгіцидними властивостями / А. М. Головка, Г. П. Лемещенко, В. Г. Скрипник // Вісник аграрної науки УААН. – 2004. – №3. – С. 43-45.
13. Орлов Д. С. Свойства и функции гуминовых веществ. Гуминовые вещества в биосфере / РАН Науч. совет по пробл. почвоведения, МГУ им. М. В. Ломоносова, Моск. с-х. акад. им. К. А. Тимирязева МСХ РФ. Тюмень. с.-х. ин-т МСХ РФ и др. – М.: Наука. – 1993. – 236 С.
14. Горовая А. И. Роль физиологически активных гуминовых веществ в адаптации растений к действию ионизирующей радиации и пестицидов. Гуминовые вещества в биосфере / РАН. Научн. совет по пробл. почвоведения, МГУ им. М. В. Ломоносова, Моск. с-х. акад. им. К. А. Тимирязева МСХ РФ. Тюмень. с.-х. ин-т МСХ РФ и др. – М.: Наука. – 1993. – 236 С.
15. Корнієнко Я. М. Створення гуміново-мінеральних добрив для забезпечення екологічної рівноваги / Я. М. Корнієнко, А. Р. Степанюк, / Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут», Київ. – 2008. – №2. – С. 48-52.

16. Корнієнко Я. М. Гранульовані гуміново-органомінеральні добрива. Спосіб одержання / Я. М. Корнієнко, С. С. Гайдай, О. В. Мартинюк, А. М. Любека // Хімічна промисловість України. – 2015. – №1. – С.44-48.
17. Корнієнко Я.М. Кінетика процесу створення органомінерально-гумінових добрив / Я.М. Корнієнко, С.С. Гайдай, О.В. Мартинюк, О. В. Куріньовський, А. М. Любека // Наукові праці ОНАХТ, серія: Технічні науки. – 2015. – Вип. 47, том 1. – С. 167-170.
18. Перминова И. В. Гуминовые вещества – вызов химикам XXI века / И. В. Перминова // Химия и жизнь. – 2008. – № 1. – С. 51-55.
19. Новікова Ю.В. Екология, окружающей среды и человек, – СПб, 2001. – 314с.
20. Вакас С.В. Еколого-економічні аспекти застосування органомінеральних добрив/ Хімічна промисловість України, 2008, № I с. 46-49.
21. Корнієнко Я.М. Технічні способи грануляції – К. ІЗМН, 1997 – 128с.
22. Корнієнко Я. М. Створення гуміново-мінеральних добрив для забезпечення екологічної рівноваги / Я. М. Корнієнко, А. Р. Степанюк, / Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут», Київ. – 2008. – №2. – С. 48-52.
23. Корнієнко Я. М. Гранульовані гуміново-органомінеральні добрива. Спосіб одержання / Я. М. Корнієнко, С. С. Гайдай, О. В. Мартинюк, А. М. Любека // Хімічна промисловість України. – 2015. – №1. – С.44-48.
24. Корнієнко Я.М. Кінетика процесу створення органомінерально-гумінових добрив / Я.М. Корнієнко, С.С. Гайдай, О.В. Мартинюк, О. В. Куріньовський, А. М. Любека // Наукові праці ОНАХТ, серія: Технічні науки. – 2015. – Вип. 47, том 1. – С. 167-170.
25. Корнієнко Я.М. Кінетика процесу створення органомінерально-гумінових добрив / Я.М. Корнієнко, С.С. Гайдай, О.В. Мартинюк, О. В. Куріньовський, А. М. Любека // Наукові праці ОНАХТ, серія: Технічні науки. – 2015. – Вип. 47, том 1. – С. 167-170

26. Патент № 120841 Україна МПК C05G 3/00 (2017.01) Спосіб виготовлення гранульованого органо-мінерального гумінового добрива /163 Корнієнко Я. М., Гайдай С. С., Любека А. М., Мартинюк О. В.; Заявл. 10.04.2017; Опубл. 27.11.2017, Бюл. № 22/2017.

27. Патент № 100309 Україна МПК (2015.01) C05G 1/00 Спосіб виготовлення гранульованого органо-мінерального добрива / Любека А. М., Корнієнко Я. М., Гайдай С. С., Мартинюк О. В.; Заявл. 12.12.2014; Опубл. 27.07.2015, Бюл. № 14/2015.

28. KornienkoY. Kinetic laws of the process of obtaining complex humic-organic-mineral fertilizers in the fluidized bed granulator / Y. Kornienko, S. Hayday, A. Liubeka, O. Martynyuk // Ukrainian Food Journal. –2016.–Vol.5(1). –PP.144-154.

29. Мороз Т.Ю., Пролыгина О.В. Новый эффективный капсулянт для минеральных удобрений. – Сборник тезисов докладов научной конференции «Технология-2004», Северодонецк, URL=<http://www.sti.tg.ua>

30. Малюга Ю.Е., Торосов А.С. и др. Переработка твердых бытовых отходов в универсальное органо-минеральное медленнодействующее удобрение-мелиорант. - Экология окружающей среды стран СНГ: Экологические проблемы окружающей среды, пути и методы их решения. - URL=<http://www.ecologylife.ru>.

31. Патент № 43913 МПК C05F 7/00 Україна МПК B01J 8/44 (2009.01) Спосіб виробництва органо-мінеральних добрив з використанням біологічно очищеного зневодненого аеробного мулу дріжджового виробництва / Вовк О.В.; Заявл. 24.03.2009; Опубл. 10.09.2009, Бюл. № 17/2009.

32. Спосіб отримання рідких азотовмісних органо-мінеральних добрив: пат. 125036 Україна: МПК (2018.01). № и 2017 12111; заявл. 08.12.2017; опубл. 25.04.2018, Бюл. №8. 4 с.

33. Артем'єва К. С. Пролонгована дія органо-мінеральних добрив на продуктивність ячменю ярого. Інноваційні розробки молоді – агропромислового виробництву: матеріали міжн. наук.-практ. конф. мол. вч. (м. Херсон, 28 квітня 2017 р.). Херсон, 2017. С. 12–13

34. Maronga, S.J. and Wnukowski, P. (1998). The use of humidity and temperature profiles in optimizing the size of fluidized bed in a coating process. *Chemical Engineering and Processing*, 37, 423-432.
35. S.J. Maronga, P. Wnukowski, Modelling of the three-domain fluidized bed particulate coating process, *Chem. Eng. Sci.* 52 (1997) 2915.
36. Saleh, K., Cherif, R., Hemati, A. (1999). An experimental study of fluidized-bed coating: influence of operating conditions on growth rate and mechanism. *Advanced Powder Technology*, 10, 255-277.
37. Saleh, K., Steinmetz, D. and Hemati, A. (2003). Experimental study and modeling of fluidized bed coating and agglomeration. *Powder Technology*, 130, 116-123.
38. Link, K.C. and Schlünder, E.-U. (1997). Fluidized bed spray granulation. Investigation of the coating process on a single sphere. *Chemical Engineering and Processing*, 36, 443-457.
39. Gouin, S. (2004). Microencapsulation: industrial appraisal of existing technologies and trends. *Trends in Food Science and Technology*, 15, 330-347.
40. Gouin, S. (2005). Fluidized bed microencapsulation: Thermodynamics of aqueous and ethanolic coating processes. *Journal of Microencapsulation*, 22, 829-839.
41. Becher, R.D. and Schlünder, E.-U. (1997). Fluidized bed granulation: Gas flow, particle motion and moisture distribution. *Chemical Engineering and Processing*, 36, 261-269.
42. Becker, H.A. and Isaacson, R.A. (1990). Wheat drying in well stirred-batch and continuousmoving- bed dryers. *Canadian Journal of Chemical Engineering*, 48, 560-567.
43. Smith, P.G. and Nienow, A.W. (1982). On atomizing a liquid into gas fluidised beds. *Chemical Engineering Science*, 37, 950-954.
44. Smith, P.G. and Nienow, A.W. (1983). Particle growth mechanisms in fluidized-bed granulation. I. The effects of process variables. *Chemical Engineering Science*, 38, 1223-

45. Овчинников Л. Н. Грануляция минеральных удобрений во взвешенном слое: монография / Овчинников Л. Н. // ГОУ ВПО Иван. гос. хим.-технол. ун-т. Иваново. – 2010. – 168 С.
46. Развитие техники псевдоожиженного слоя компании Глатт [Электронный ресурс]. – 2017. – Режим доступа: http://www.pharmtech-expo.ru/www_pharmtech/files/ff/fff21ad1-8aaf-420b-9be2-cdcd090964f1.pdf.
47. The ProCell LabSystem [Электронный ресурс]. – 2017. – Режим доступа: http://www.glatt.com/fileadmin/user_upload/content/pdf_downloads/ProCell_LabSystem_neu_en.pdf.
48. GEA Niro Процессный инжиниринг, ООО. – [Электронный ресурс]. – <http://www.gea-pe.ru/gpru/cmsdoc.nsf/WebDoc/webb7gdb66>.
49. Технологии грануляции компании Glatt. – [Электронный ресурс]. – <http://www.glatt.com>.
50. Грануляторы и распылительные сушилки. - [Электронный ресурс]. - <http://www.VectorCorp.com>.
51. Грануляторы. - [Электронный ресурс]. - <http://www.Vanguard.com>
52. Continuous Technologies [Электронный ресурс]. – 2017. – Режим доступа: http://www.glatt.com/fileadmin/user_upload/content/pdf_downloads/Glatt-Continuous-Technologies_en_131106.pdf.
53. Развитие техники псевдоожиженного слоя компании Глатт [Электронный ресурс]. – 2018. – Режим доступа: http://www.pharmtech-expo.ru/www_pharmtech/files/ff/fff21ad1-8aaf-420b-9be2-cdcd090964f1.pdf.
54. Wurster Technology [Электронный ресурс]. – 2016. – Режим доступа: <http://www.freund-vector.com/technology/wurster.asp>.
55. Flo-Coater Fluid Bed Production Systems [Электронный ресурс]. – 2016. – Режим доступа: http://www.freund-vector.com/products/fluidbed_prod.asp.

56. Jones D.M. (1988). Air Suspension Coating. In: Swarbrick, J. and Boylan, J.C. (Eds.) Encyclopedia of pharmaceutical technology, Volume 1. Marcel Dekker, New York, p. 189-216.
57. Jones, D.M. (1988). Controlling particle size and release properties – secondary processing techniques. In: Risch, S.J. and Reineccius, G.A. (Eds.) Flavor encapsulation, ACS Symposium Series 370. American Chemical Society, Washington DC, 158-175.
58. Watano, S., Imada, Y., Hamada, K., Wakamatsu, Y., Tanabe, Y., Dave, R.N. and Pfeffer, R. (2003). Microgranulation of fine powders by a novel rotating fluidized bed granulator. Powder Technology, 131, 250-255.
59. Kuipers, N. J. M., Stamhuis, E.J. and Beenackers, A.A.C.M. (1996). Fluidization of potato starch in a stirred vibrating fluidized bed. Chemical Engineering Science, 51, 2727-2732.
60. Mawatari, Y., Koide, T., Tatemoto, Y., Takeshita, T. and Noda, K. (2001). Comparison of three vibrational modes (twist, vertical and horizontal) for fluidization of fine particles. Advanced Powder Technology, 12, 157-168.
61. Masters, K., Spray Drying, Second Edition, John Wiley and Sons, New York, 1996.
62. Bayvel, L., Orzechowski, Z., Liquid Atomization, Taylor & Francis, 1993.
63. Choi, S.M., Jang, S.H., Lee, D.H., You, G.W., Spray Characteristics of a Rotating Fuel Injection System of a Micro-jet Engine, J. of Mechanical Science and Technology, Vol. 24, pp. 551-558, 2010.
64. Aalburg, C., van Leer, B., Faeth, G.M., Sallam, K.A., Properties of Nonturbulent Round Liquid Jets in Uniform Gaseous Crossflows, Atomization and Sprays, Vol. 15, pp. 271-294, 2005.
65. Derksen, R.C. and Bode, L.E., Performance Characteristics of Four Rotary Atomizers, Pesticide Formulations and Applications Systems, Vol. 6, pp. 68-87, 1987.

66. Liu, H., Science and Engineering of Droplets, William Andrew Publishing, 1999.
67. Знайти статтю розпилюючий диск
68. Манастирний М. М. Оцінка ефективності роботи механічного диспергатора / М. М. Манастирний, Я. М. Корнієнко, А. М. Любека // Науковий журнал «Молодий вчений». – 2017. – №11 (51). – С. 6-9.
69. Корнієнко Я. М. Умови стійкої кінетики процесу одержання багатошарових твердих композитів із заданими властивостями / Я. М. Корнієнко, К. О. Гатілов, Д. О. Науменко // Наук. пр. ОНАХТ. – 2010. – Вип. 37. – С. 8-13.
70. Корнієнко Я. М. Гідродинаміка псевдозрідженого шару в процесі одержання багатошарових твердих композитів із заданими властивостями / Я. М. Корнієнко, К. О. Гатілов // Наук. пр. ОНАХТ. – 2009. – Вип. 35. – Т. 2. – С. 62-66.
71. Патент № 95432 Україна МПК В01J 8/44 (2006.01) Газорозподільний пристрій апарата псевдозрідженого шару / Любека А. М., Корнієнко Я. М., Мартинюк О. В., Гайдай С. С.; Заявл. 26.06.2014; Опубл. 25.12.2014, Бюл. № 24/2014.
72. Патент № 95430 Україна МПК В01J 8/44 (2006.01) Камера апарата псевдозрідженого шару / Гайдай С. С., Корнієнко Я. М., Мартинюк О. В., Любека А. М.; Заявл. 26.06.2014; Опубл. 25.12.2014, Бюл. № 24/2014.
73. Патент № 95431 Україна МПК В01J 8/44 (2006.01) Секція апарата псевдозрідженого шару / Любека А. М., Корнієнко Я. М., Мартинюк О. В., Гайдай С. С.; Заявл. 26.06.2014, Опубл. 25.12.2014, Бюл. № 24/2014.
74. Патент № 106422 Україна МПК В01J 8/44 (2006.01) Апарат псевдозрідженого шару / Куріньовський О. В., Корнієнко Я. М., Гайдай С. С., Любека А. М., Мартинюк О. В.; Заявл. 29.10.2015; Опубл. 25.04.2016, Бюл. № 8/2016.
75. Патент № 107903 МПК В01J 8/44 Україна МПК В01J 8/44 (2006.01) Секція апарата псевдозрідженого шару / Турко С. О., Корнієнко Я. М.,

Гайдай С. С., Мартинюк О. В., Любека А. М.; Заявл. 24.12.2015; Опубл. 24.06.2016, Бюл. № 12/2016.

76. Корнієнко Я. М. Процес зневоднення композитних рідких систем в псевдозрідженому шарі із застосуванням механічного диспергатора / Я. М. Корнієнко, Д. С. Семененко, О. В. Мартинюк, С. С. Гайдай // НТУУ «КПІ» – Електронні текстові дані (1 файл: 6,92 Мбайт). – Київ: НТУУ «КПІ». – 2015. – 167 С. – Режим доступу: <http://ela.kpi.ua/handle/123456789/11944>.

77. Корнієнко Я. М. Процес одержання модифікованих гранульованих гуміново-мінеральних добрив / Я. М. Корнієнко, А. М. Любека, С. С. Гайдай // КПІ ім. Ігоря Сікорського – Електронні текстові дані (1 файл: 8,79 Мбайт). – Київ: КПІ ім. Ігоря Сікорського. – 2017. – 210 С. – Режим доступу: <http://ela.kpi.ua/handle/123456789/12411>.

78. Kornienko Y. Pulse jet-mode hydrodynamics fluidization with directed circulation / Y. Kornienko, S. Haidai, A. Liubek, S. Turko // “International scientific journal”. – 2016. – №5. – Vol.2. – PP. 102-106.

79. Korniyenko Y. Modelling of pulsating mode of fluidization when obtaining organic-mineral fertilizers / Y. Korniyenko, S. Haidai, A. Liubek, S. Turko, O. Martynyuk // Ukrainian Food Journal. – 2016. – Vol.5. – Issue 4. – PP.781-794.

80. Kornienko Y. Non-uniform fluidization in auto-oscillating mode / Y. Kornienko, S. Haidai // Ukrainian Food Journal. – 2017. – Vol.6. – Issue 3. – PP.562-576.

81. Корнієнко Я. М. Моделювання процесу грануляції гетерогенних рідких систем у псевдозрідженому шарі / Я. М. Корнієнко, С. С. Гайдай, О. В. Куріньовський, А. М. Любека, О. В. Мартинюк // Хімічна промисловість України. – 2016. – №1. – С. 44-50.

82. Корнієнко Я. М. Критерій оцінки якості неоднорідного псевдозрідження / Я. М. Корнієнко, С. С. Гайдай, С. О. Турко, Б. І. Дуда // Хімічна промисловість України. – 2017. – №1. – С.52-56.

83. Корнієнко Я. М. Підвищення ефективності псевдозрідження при застосуванні газорозподільного пристрою щілинного типу / Я. М. Корнієнко, С. С. Гайдай, О. В. Мартинюк, А. М. Любека // Ресурсоенергозберігаючі

технології та обладнання: VIII міжнародна науково-практична конференція студентів, аспірантів і молодих вчених, 19-20 квітня 2015 р: збірник тез доповідей. – Київ. – 2015. – С. 7-9.

84. Корнієнко Я. М. Процес гранулоутворення гуміново-органомінеральних добрив / А. М. Любека, Я. М. Корнієнко, С. С. Гайдай, Р. В. Сачок // Ресурсоенергозберігаючі технології та обладнання: VIII міжнародна науково-практична конференція студентів, аспірантів і молодих вчених, 19-20 квітня 2015 р: збірник тез доповідей. – Київ. – 2015. – С. 12-14.

85. Корнієнко Я. М. Закономірності утворення органомінерально-гумінових добрив / О. В. Куріньовський, Я. М. Корнієнко, Р. В. Сачок, С. С. Гайдай, О. В. Мартинюк, А. М. Любека // Ресурсоенергозберігаючі технології та обладнання: VIII міжнародна науково-практична конференція студентів, аспірантів і молодих вчених, 19-20 квітня 2015 р: збірник тез доповідей. – Київ. – 2015. – С. 29-31.

86. Корнієнко Я. М. Кінетика процесу створення органомінерально-гумінових добрив / Я. М. Корнієнко, Р. В. Сачок, С. С. Гайдай, О. В. Мартинюк, О. В. Куріньовський, А. М. Любека // Інноваційні енерготехнології: V міжнародна науково-практична конференція, 2015 р: збірник тез доповідей. – Одеса. – 2015. – С. 48-51.

87. Корнієнко Я. М. Закономірності утворення органомінерально-гумінових добрив / О. В. Куріньовський, Я. М. Корнієнко, Р. В. Сачок, С. С. Гайдай, А. М. Любека, О. В. Мартинюк // Ресурсоенергозберігаючі технології та обладнання: IX міжнародна науково-практична конференція студентів, аспірантів і молодих вчених, 24-26 листопада 2015 р: збірник тез доповідей. – Київ. – 2015. – С. 5-8.

88. Корнієнко Я. М. Стабілізація дисперсного складу при різних механізмах росту гранул при зневодненні рідких систем в псевдозрідженому шарі / О. В. Куріньовський, Я. М. Корнієнко, Р. В. Сачок, С. С. Гайдай, А. М. Любека, О. В. Мартинюк // Ресурсоенергозберігаючі технології та обладнання:

IX міжнародна науково-практична конференція студентів, аспірантів і молодих вчених, 24-26 листопада 2015 р: збірник тез доповідей. – Київ. – 2015. – С. 9-13.

89. Корнієнко Я. М. Розробка способу стабілізації дисперсного складу при зневодненні висококонцентрованих рідких систем в псевдозрідженому шарі / О. В. Куріньовський, Я. М. Корнієнко, Р. В. Сачок, С. С. Гайдай, А. М. Любека, О. В. Мартинюк // Ресурсоенергозберігаючі технології та обладнання: IX міжнародна науково-практична конференція студентів, аспірантів і молодих вчених, 24-26 листопада 2015 р: збірник тез доповідей. – Київ. – 2015. – С. 14-16.

90. Корнієнко Я. М. Апроксимація функції масового розподілу гранул за розмірами при грануляції рідких систем у псевдозрідженому шарі / О. В. Куріньовський, Я. М. Корнієнко, Р. В. Сачок, С. С. Гайдай, А. М. Любека, О. В. Мартинюк // Ресурсоенергозберігаючі технології та обладнання: IX міжнародна науково-практична конференція студентів, аспірантів і молодих вчених, 18-19 квітня 2016 р: збірник тез доповідей. – Київ. – 2016. – С. 6-9.

91. Корнієнко Я. М. Оцінка якості режиму псевдозрідження для високих шарів / С. О. Турко, Я. М. Корнієнко, С. С. Гайдай // Ресурсоенергозберігаючі технології та обладнання: XI міжнародна науково-практична конференція студентів, аспірантів і молодих вчених, 18-19 квітня 2016 р: збірник тез доповідей. – Київ. – 2017. – С. 29-31.

92. Корнієнко Я. М. Критерій оцінки якості неоднорідного псевдозрідження / С. О. Турко, Я. М. Корнієнко, С. С. Гайдай // Ресурсоенергозберігаючі технології та обладнання: XII міжнародна науково-практична конференція студентів, аспірантів і молодих вчених, 18-19 квітня 2017 р: збірник тез доповідей. – Київ. – 2017. – С. 6-8.

93. Bayvel, L., Orzechowski, Z., Liquid Atomization, Taylor & Francis, 1993.

94. Корнієнко Я.М. Дослідження роботи механічних диспергаторів / Корнієнко Я.М., Мартинюк О.В., Михальчук О.Д., Мельник М.П., Семененко Д.С., Гайдай С.С. // “Инновационные энерготехнологии” - Одесса, Украина, 2013, с. 7-10.

95. Основы техники распыления жидкостей / Пажид.Г. Галустов В.С. - М. Химия, 1984. - 256 с.
96. M Banaei, "Bubble-emulsion heat transfer coefficient in gas-solid fluidized bed using two fluid model". Martin VAN SINT ANNALAND, J.A.M. KUIPERS and Niels G. DEEN, Melbourne, Australia, 7-9 December, 2015
97. ROE, P., (1986), "Characteristic-based schemes for the Euler equations". Annu. Rev. Fluid Mech., 18, 337–365.
98. BIYIKLI, S., TUZLA, K., CHEN, J.C., (1989), "A phenomenological model for heat transfer in freeboard of fluidized beds". Can. J. Chem. Eng., 67, 230-236.
99. GIDASPOW, D., (2012), "Multiphase Flow and Fluidization: Continuum and Kinetic Theory Descriptions".
100. KUIPERS, J.A.M., VAN DUIN, K.J., VAN BECKUM, F.P.H. and VAN SWAAIJ, W.P.M., (1993), "Computer simulation of the hydrodynamics of a two-dimensional gas-fluidized bed". Comput. Chem. Eng., 17, 839–858
101. KUNII, D., LEVENSPIEL, O., (1991), "Fluidization Engineering".
102. SRIVASTAVA, A. and SUNDARESAN, S., (2003), "Analysis of a frictional-kinetic model for gas-particle flow". Powder Technol., 129, 72–85.
103. VAN DER HOEF, M.A., YE, M., VAN SINT ANNALAND, M., ANDREWS, A.T., SUNDARESAN, S. and KUIPERS, J.A.M., (2006), "Multiscale modeling of gas-fluidized beds". Adv. Chem. Eng., 31, 65–149.
104. Osama Sayed Abd El Kawi Ali, Hydrodynamic and Heat Transfer Simulation of Fluidized Bed Using CFD, Submitted: April 12th 2012
105. Vf Kodikal, J. Nilesh Kodikal and H. Bhavnani Sushil," A Computer Simulation of Hydrodynamics and Heat Transfer at Immersed Surfaces in a Fluidized Bed", Paper Proceedings of the 15th International Conference on Fluidized Bed Combustion, May 16-19, Savannah, Georgia, Copyright by ASME,(1999). (FBC99-0077), 99-0077.
106. Sutkar, Vinayak & Deen, Niels & Patil, A. & Salikov, Vitalij & Antonyuk, Sergiy & Heinrich, Stefan & Kuipers, Hans. (2016). CFD-DEM model for coupled

heat and mass transfer in a spout fluidized bed with liquid injection. The Chemical Engineering Journal. 288. 185-197. 10.1016/j.cej.2015.11.044.

107. N. Epstein, J.R. Grace, Spouted and Spout Fluid Beds, Cambridge University Press, 2011. pp. 29–54.

108. V.S. Sutkar, N.G. Deen, J.A.M. Kuipers, Spout fluidized beds: recent advances in experimental and numerical studies, Chem. Eng. Sc. 86 (2013) 124–136.

109. S. Chatterjee, Spout-fluid bed technique, Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. 9(1970) 340–341.

110. G.E. Yang, L.-S. Fan, Droplet–particle collision mechanics with film-boiling evaporation, J. Fluid Mech. 573 (2007) 311–337.

111. M.S. van Buijtenen, N.G. Deen, S. Heinrich, S. Antonyuk, Kuipers JAM. A discrete element study of wet particle–particle interaction during granulation in a spout fluidized bed., Can. J. Chem. Eng. 87 (2009) 308–317.

112. L. Fries, S. Antonyuk, S. Heinrich, S. Palzer, DEM–CFD modeling of a fluidized bed spray granulator, Chem. Eng. Sci. 66 (2011) 2340–2355.

113. L. Fries, S. Antonyuk, S. Heinrich, S. Palzer, DEM–CFD modeling of a fluidized bed spray granulator, Chem. Eng. Sci. 66 (2011) 2340–2355.

114. C. Goniva, G. Wierink, K. Heiskanen, S. Pirker, C. Kloss, Modelling three-phase flow in metallurgical processes, in: Ninth International Conference on CFD in the Minerals and Process Industries, CSIRO, Melbourne, Australia, 2012.

115. Kornienko Y. Non-uniform fluidization in auto-oscillating mode / Y. Kornienko, S. Haidai // Ukrainian Food Journal. – 2017. – Vol. 6. – Issue 3. – PP. 562-576.

116. Корнієнко Я. М. Гідродинаміка струменево-пульсаційного режиму псевдозрідження з направленою циркуляцією/ Я. М. Корнієнко, С. С. Гайдай, А. М. Любека, С. О. Турко // Міжнародний науковий журнал. – 2016. – №5. – том 2. – С. 101-106.

117. KorniyenkoY. Modelling of pulsating mode of fluidization when obtaining organic-mineral fertilizers / Y. Korniyenko, S. Haidai, A. Liubeka, S. Turko, O. Martynyuk // Ukrainian Food Journal. – 2016. – Vol. 5. – Issue 4. – PP. 781-794.

118. Гайдай С.С. Гідродинаміка у грануляторах із псевдозрідженим шаром при одержанні органо-мінеральних добрив: Дисертація кандидата технічних наук: 05.17.08/ НТУУ «КПІ ім. Ігоря Сікорського», 2018

ДОДАТОК А.
РОЗРАХУНОК ПОХИБОК ВИМІРЮВАНЬ

А.1 Розрахунок похибки вимірювання теплоносія на вході до гранулятора

Гранична похибка $\Delta T_{\text{вх}}$ включає систематичну похибку приладу σ_{Σ} і похибку значень термопар Δ_T , визначену при проведенні тарування в діапазоні температур 170-205 °С, °С :

$$\Delta T_{\text{вх}} = |\sigma_{\Sigma}| + |\Delta_T| \quad (\text{A.1})$$

Сумарна систематична похибка приладу визначається за формулою, °С:

$$\sigma_{\Sigma} = \sqrt{\sigma_{\text{прил}}^2 + \sigma_{\text{окр}}^2}, \quad (\text{A.2})$$

де $\sigma_{\text{прил}}^2$ – похибка приладу А-565-002-01, класу точності $r=0,15/0,05$ і визначається за виразом, °С:

$$\sigma_{\text{прил}} = \pm \frac{\Delta}{3}, \quad (\text{A.3})$$

де Δ – гранична абсолютна паспортна похибка, °С:

$$\Delta = \pm \left(\frac{0,15 - 0,05}{100} \cdot |T_{\text{вх}}| + \frac{0,05}{100} \cdot |T_{\text{к}}| \right) \quad (\text{A.4})$$

де $T_{\text{вх}}$ – значення найбільшої температури теплоносія, $T_{\text{вх}} = 210$ °С; $T_{\text{к}}$ – найбільша по абсолютній величині, гранична температура виміру приладом, $T_{\text{к}} = 800$ °С.

Тоді похибка приладу розраховується:

$$\sigma_{\text{прил}} = \pm \frac{1}{3} \cdot \left(\frac{0,15 - 0,05}{100} \cdot 210 + \frac{0,05}{100} \cdot 800 \right) = \pm 0,2 \text{ °С}$$

Похибка зчитування розраховується за формулою:

$$\sigma_{\text{окр}}^2 = \frac{\delta}{\sqrt{12}} = \frac{0,1}{\sqrt{12}} = 0,029 \text{ °С},$$

де δ – значення для одиниці найменшого розряду цифрового табло приладу А565-002-0, $\delta = 0,1$ °С.

Тоді числове значення систематичної похибки приладу за формулою (А.2) дорівнює:

$$\sigma_{\Sigma} = \sqrt{\sigma_{\text{прил}}^2 + \sigma_{\text{окр}}^2} = \sqrt{0,2^2 + 0,029^2} = 0,202 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Величина похибки показань термopари $\Delta_T = 0,2 \text{ } ^\circ\text{C}$. Тоді похибка вимірювання теплоносія на вході до гранулятора за формулою (А.1) становитиме:

$$\Delta T_{\text{вх}} = |\sigma_{\Sigma}| + |\Delta_T| = 0,202 + 0,2 = 0,402 \text{ } ^\circ\text{C}$$

А.2 Розрахунок похибки вимірювання температури псевдозрідженого шару

Температура $T_{\text{ш}}$ визначається приладом А 565-003-01 класу точності $r = 0,15 / 0,05$. Гранична похибка $T_{\text{ш}}$ аналогічно формулі А.1, складається із σ_{Σ} та Δ_T , що вимірювалась при значенні температур 80-110°C.

Величина похибки показань даної термopари $\Delta_T = 0,1 \text{ } ^\circ\text{C}$.

Розраховуючи відповідні величини за формулами (А.1-А.4) похибка вимірювання температури в псевдозрідженому шарі складатиме $\Delta T_{\text{ш}} = 0,302 \text{ } ^\circ\text{C}$.

А.3 Розрахунок похибки вимірювання частоти обертів ротаційного диспергатора, Гц

Частоту обертів ротаційного диспергатора вимірювали за допомогою датчика хола (MRSV7007DP) та ПК.

Гранична похибка вимірювання складається з похибок вимірювань Δh і похибок приладу $\sigma_{\text{прил}}$, Гц:

$$\Delta N = \Delta h + \sigma_{\text{прил}} \tag{A.5}$$

Похибка вимірювань розраховується за формулою:

$$\Delta h = \frac{1}{2} \cdot \delta = \frac{1}{2} \cdot 0,0000001 = 0,00000005 \text{ Гц},$$

де δ – значення одиниці найменшого розряду цифрового табло, $\delta = 0,0000001$ Гц.

Похибка приладу $\sigma_{\text{прил}} = 1$ Гц.

Виконавши підстановку значень $\sigma_{\text{прил}}$ та Δh у формулу (А.5) отримаємо:

$$\Delta N = \Delta h + \sigma_{\text{прил}} = 0,00000005 + 0,1 = 1,00000005 \text{ Гц}$$

Тобто значення граничної похибки дорівнює:

$$\Delta N = \pm 1 \text{ Гц}$$

А.4 Розрахунок похибки вимірювання маси гранульованого продукту, який вивантажується з гранулятора

Гранична похибка визначення маси гранул складається з похибки терезів $\sigma_{\text{прил}}$ і похибки зчитування показань $\sigma_{\text{окр}}$, кг:

$$\Delta M_{\text{гр.пр.}} = \sqrt{\sigma_{\text{прил}}^2 + \sigma_{\text{окр}}^2} \quad (\text{А.6})$$

Похибка терезів $\sigma_{\text{прил}}$ розраховується за формулою:

$$\sigma_{\text{прил}} = \frac{\delta}{6} = \frac{0,005}{6} = 0,0008 \text{ кг}, \quad (\text{А.7})$$

де δ – ціна поділок шкали терезів, $\delta = 0,005$ кг.

Похибка зчитувань дорівнює:

$$\sigma_{\text{окр}} = \frac{\delta}{\sqrt{12}} = \frac{0,005}{\sqrt{12}} = 0,0014 \text{ кг}, \quad (\text{А.8})$$

Виконавши підстановку отриманих значень у вираз (А.6) одержимо числове значення граничної похибки терезів:

$$\Delta M_{\text{гр.пр.}} = \sqrt{0,0008^2 + 0,0014^2} = 0,0016 \text{ кг}$$

Тобто значення граничної похибки дорівнює:

$$\Delta M_{\text{гр.пр.}} = \pm 0,002 \text{ кг}$$

Якщо прийняти, що середня величина маси гранул при вивантаженні складає $M_{\text{гр.пр.}} = 0,5 \text{ кг}$, то гранична відносна похибка визначиться:

$$\delta(M_{\text{гр.пр.}}) = \frac{\Delta M_{\text{гр.пр.}}}{M_{\text{гр.пр.}}} \cdot 100\% = \frac{0,002}{0,5} \cdot 100\% = 0,4 \quad (\text{A.9})$$

А.5 Розрахунок похибки визначення дисперсного складу частинок у псевдозрідженому шарі

Масові відсотки окремих фракцій X_i визначається за виразом, %:

$$X_i = \frac{M_i}{M_{\text{ш}}} \cdot 100\% , \quad (\text{A.10})$$

де M_i – маса окремої i -тої фракції, яка має розміри частинок $D_{o_1} < D < D_{o_2}$, кг; D_{o_1} та D_{o_2} – діаметр двох сусідніх сит при проведенні ситового аналізу, мм; D – поточний діаметр гранул, мм.

Маса окремої фракції M_i визначається на вагах з точністю $\delta = 0,001 \text{ кг}$. Тоді гранична похибка визначення маси зразка окремої фракції розраховується за формулою:

$$\Delta M_i = \frac{\delta}{2} = \frac{0,001}{2} = 0,0005 \text{ кг} \quad (\text{A.11})$$

Згідно методики маса зразка, для ситового аналізу дорівнює 0,1 кг, тобто,

$$\sum_{i=1}^n M_i = 0,1 \text{ кг}.$$

Виконавши підстановку отриманих величин до виразу (А.10) одержимо вираз для розрахунку масового відсотка i -тої фракції X_i :

$$X_i = \frac{M_i}{0,1} \cdot 100\% = M_i \cdot 1000\%$$

Із дослідів встановлено, що до 1% від маси окремої фракції становлять частинки, які залишились в отворах сит, і не пройшли отвори сита.

Таким чином встановлена гранична похибка визначення масового відсотка i – тої фракції розраховується за виразом:

$$\Delta X_i = 0,5 + 0,01 \cdot X_i \% \quad (\text{A.12})$$

Звідси випливає, що гранична абсолютна похибка визначення відсоткового вмісту буде для найбільшої фракції, тобто коли вміст фракції становить 80%:

$$\Delta X_i = 0,5 + 0,01 \cdot 80 = 1,3\%$$

A.6 Визначення похибки масових витрат робочого розчину

Гранична похибка різниці маси в ємності робочого розчину ΔL дорівнює, кг:

$$\Delta L = \Delta L_i + \Delta L_{i+1}, \quad (\text{A.13})$$

де ΔL_i – похибка одного вимірювання маси робочого розчину в ємності, яка визначається за виразом:

$$\Delta L_i = \frac{\delta}{2} = \frac{0,05}{2} = 0,025 \text{ кг} \quad (\text{A.14})$$

де δ – ціна поділки шкали вимірювання маси в ємності робочого розчину, $\delta = 0,05$ кг.

Приймаємо, що $\Delta L_i = \Delta L_{i+1}$. Тоді:

$$\Delta L = 0,025 + 0,025 = 0,05 \text{ кг}$$

Тоді гранична відносна похибка, при мінімальній витраті $\Delta L_i = 1,5$ кг становить:

$$\delta(L) = \frac{\Delta L}{\Delta L_i} \cdot 100\% = \frac{0,05}{1,5} \cdot 100\% = 3,3\% \quad (\text{A.15})$$

A.7 Розрахунок похибки визначення маси зернистого матеріалу у псевдозрідженому шарі

Маса зернистого матеріалу визначалась за формулою:

$$M_{\text{ш}} = 1,25 \cdot \frac{\Delta P_{\text{ш}} \cdot S}{g}, \quad (\text{A.16})$$

де $\Delta P_{\text{ш}}$ – загальний тиск у шарі, що має граничну похибку $\Delta P_{\text{ш}} = 0,1$ Па;
 g – прискорення вільного падіння, $g = 9,81 \text{ м/с}^2$; S – площа поперечного перерізу апарата в зоні ГРП, що визначається за виразом, м^2 :

$$S = A \cdot B, \quad (\text{A.16})$$

де A та B – геометричні розміри поперечного перерізу апарата в зоні ГРП, м.

Відносна гранична похибка маси гранул у псевдозрідженому шарі визначається за виразом:

$$\delta(M_{\text{ш}}) = \delta(\Delta P_{\text{ш}}) + \delta(S) + \delta(g), \quad (\text{A.18})$$

де $\delta(\Delta P_{\text{ш}})$ – відносна гранична похибка гідравлічного опору псевдозрідженого шару при найменшому значенні значення $P_{\text{ш}} = 2000$ Па розраховується за виразом:

$$\delta(\Delta P_{\text{ш}}) = \frac{\Delta P_{\text{ш}}}{P_{\text{ш}}} \cdot 100\% = \frac{0,1}{2000} \cdot 100\% = 0,005\% \quad (\text{A.19})$$

$\delta(S)$ – відносна гранична похибка площі перерізу апарата:

$$\delta(S) = \delta(A) + \delta(B) = 0,3 + 0,9 = 1,2\%, \quad (\text{A.20})$$

де $\delta(A)$ – відносна похибка довжини перерізу апарату:

$$\delta(A) = \frac{1}{A} \cdot 100\% = \frac{1}{300} \cdot 100\% = 0,3\%, \quad (\text{A.21})$$

де A – довжина перерізу апарату, $A = 300$ мм; $\delta(B)$ – відносна похибка ширини перерізу апарату:

$$\delta(B) = \frac{1}{B} \cdot 100\% = \frac{1}{110} \cdot 100\% = 0,9\%, \quad (\text{A.22})$$

де B – ширина перерізу апарату, $B = 110$ мм; $\delta(g)$ – відносна гранична похибка величини прискорення сили земного тяжіння:

$$\delta(g) = \frac{\Delta g}{g} \cdot 100\% = \frac{0,005}{9,81} \cdot 100\% = 0,05\%, \quad (\text{A.23})$$

де Δg – абсолютна гранична похибка прискорення, що визначається як половина одиниці десяткового розряду, що відповідає останній достовірній цифрі значення прискорення, $\Delta g = 0,005 \text{ м/с}^2$.

Виконавши підстановку одержаних значень відносних похибок у виразі (А.18) одержимо числове значення відносної граничної похибки визначення маси гранул у апараті:

$$\delta(M_{\text{ш}}) = 0,005 + 1,2 + 0,05 = 1,255\%$$

Гранична похибка маси гранул в шарі при масі $M_{\text{ш}} = 7,7 \text{ кг}$, буде розраховуватись за виразом:

$$\Delta M_{\text{ш}} = \frac{\delta(\Delta M_{\text{ш}})}{100\%} \cdot M_{\text{ш}} = \frac{1,9}{100\%} \cdot 7,7 = 0,146 \text{ кг} \quad (\text{А.24})$$

А.8 Розрахунок похибки визначення еквівалентного діаметра частинок у псевдозрідженому шарі

Розрахунки в різних дослідах показали, що відносна похибка визначення еквівалентного діаметра частинок у псевдозрідженому шарі не перевищує 5%:

$$\delta(D_{\text{е}}) = 5\%$$

А.9 Розрахунок похибки визначення загальної поверхні твердих частинок у псевдозрідженому шарі

Загальна площа поверхні частинок у псевдозрідженому шарі визначається за формулою:

$$f_{\text{ш}} = \frac{6 \cdot M_{\text{ш}}}{D_{\text{е}} \cdot \rho_{\text{т}}} \quad (\text{А.25})$$

де $D_{\text{е}}$ – еквівалентний діаметр частинок у псевдозрідженому шарі, м;
 $\rho_{\text{т}}$ – густина твердих частинок у шарі, кг/м^3 .

Відносна похибка визначення загальної поверхні частинок у псевдозрідженому шарі визначиться за виразом:

$$\delta(f_{\text{ш}}) = \delta(M_{\text{ш}}) + \delta(D_{\text{е}}) + \delta(\rho_{\text{т}}) = 1,9 + 6 + 0,04 = 7,94\%, \quad (\text{A.26})$$

де $\delta(M_{\text{ш}})$ – відносна гранична похибка визначення маси гранул в апараті, $\delta(M_{\text{ш}}) = 1,9\%$;

$\delta(D_{\text{е}})$ – відносна гранична похибка визначення еквівалентного діаметра частинок у псевдозрідженому шарі, $\delta(D_{\text{е}}) = 6\%$; $\delta(\rho_{\text{т}})$ – відносна гранична похибка визначення густини твердих частинок:

$$\delta(\rho_{\text{т}}) = \frac{\Delta\rho_{\text{т}}}{\rho_{\text{т}}} \cdot 100\% = \frac{0,5}{1450} \cdot 100\% = 0,04\%, \quad (\text{A.27})$$

$\Delta\rho_{\text{т}}$ – величина абсолютної граничної похибки густини гранул визначається половиною одиниці десяткового розряду, що відповідає останній вірній цифрі значення густини гранул, $\Delta\rho_{\text{т}} = 0,5 \text{ кг/м}^3$; $\rho_{\text{т}}$ – густина твердих частинок у шарі, $\rho_{\text{т}} = 1450 \text{ кг/м}^3$.

Чисельне значення граничної похибки визначення загальної поверхні частинок у псевдозрідженому шарі при найбільшому значенні $f_{\text{ш}} = 12 \text{ м}^2$ становить:

$$\Delta f_{\text{ш}} = \frac{\delta(f_{\text{ш}}) \cdot f_{\text{ш}}}{100\%} = \frac{7,94 \cdot 12}{100\%} = 0,952 \text{ м}^2 \quad (\text{A.28})$$

А.10 Розрахунок похибки визначення маси твердих речовин, що надходять до гранулятора з робочим розчином

Маса твердих речовин в розчині, що надходить до апарату, визначається за формулою:

$$M_{\text{м}} = L \cdot C \quad (\text{A.29})$$

де L – витрата робочого розчину, кг; C – концентрація твердих частинок в робочому розчині, що подається в апарат для зневоднення та грануляції.

Концентрація визначається як:

$$C = \frac{M_c}{M_c + M_b}, \quad (\text{A.30})$$

де M_c – маса сухих речовин у робочому розчині, кг; M_b – маса води у робочому розчині, кг.

Відносна похибка визначення маси твердих речовин, що надходять до гранулятора з робочим розчином визначиться за виразом:

$$\delta(M_m) = \delta(L) + \delta(C) = 3,3 + 0,35 = 3,65\%, \quad (\text{A.31})$$

де $\delta(L)$ – гранична відносна похибка визначення похибки масових витрат робочого розчину, $\delta(L) = 3,3\%$; $\delta(C)$ – відносна гранична похибка визначення концентрації робочого розчину:

$$\delta(C) = 2 \cdot \delta(M_c) + \delta(M_b) = 2 \cdot 0,1 + 0,25 = 0,35\%, \quad (\text{A.32})$$

де $\delta(M_c)$ – відносна гранична похибка виміру маси сухих речовин, %:

$$\delta(M_c) = \frac{\Delta M_c}{M_c} \cdot 100 = \frac{0,01}{10} \cdot 100 = 0,1\%, \quad (\text{A.33})$$

де ΔM_c – гранична похибка зважування сухих речовин, $\Delta M_c = 0,01$ кг; M_c – маса сухих речовин, що витрачається на приготування робочого розчину, $M_c = 10$ кг; $\delta(M_b)$ – відносна гранична похибка виміру маси води, %:

$$\delta(M_b) = \frac{\Delta M_b}{M_b} \cdot 100 = \frac{0,05}{20} \cdot 100 = 0,25\%, \quad (\text{A.34})$$

де ΔM_b – гранична похибка зважування води, $\Delta M_b = 0,05$ кг; M_b – маса води, що витрачається на приготування робочого розчину, $M_b = 20$ кг.

Тоді абсолютна похибка виміру маси твердих речовин, що надходять до гранулятора з робочим розчином:

$$\Delta M_m = \frac{\delta(M_m)}{100\%} \cdot M_m = \frac{3,65}{100\%} \cdot M_m = 0,0365 \cdot M_m \quad (\text{A.35})$$

A.11 Розрахунок похибки визначення коефіцієнта грануляції

Коефіцієнт грануляції розраховується за виразом, %:

$$\psi = \frac{M_{\text{гр.пр.}}}{M_{\text{м}}}, \quad (\text{A.36})$$

де $M_{\text{гр.пр.}}$ – маса вивантаженого гранульованого продукту за час $\Delta\tau$, кг/ $\Delta\tau$;
 $M_{\text{м}}$ – маса сухих речовин, що подаються в апарат із робочим розчином за час $\Delta\tau$, кг/ $\Delta\tau$.

Гранична відносна похибка визначення коефіцієнта грануляції:

$$\delta(\psi) = \delta(M_{\text{гр.пр.}}) + \delta(M_{\text{м}}) = 0,4 + 3,65 = 4,05\%, \quad (\text{A.37})$$

де $\delta(M_{\text{гр.пр.}})$ – відносна похибка вимірювання маси гранульованого продукту, який вивантажується з гранулятора, $\delta(M_{\text{гр.пр.}}) = 0,4\%$; $\delta(M_{\text{м}})$ – відносна похибка визначення маси твердих речовин, що надходять до гранулятора з робочим розчином, $\delta(M_{\text{м}}) = 3,65\%$.

Тоді абсолютна похибка визначення коефіцієнта грануляції:

$$\Delta\psi = \frac{\delta(\psi)}{100\%} \cdot \psi = \frac{4,05}{100\%} \cdot \psi = 0,0405 \cdot \psi \quad (\text{A.38})$$

A.12 Розрахунок похибки питомого зрошення поверхні частинок у псевдозрідженому шарі за вологою

Питоме зрошення загальної поверхні шару за вологою визначалось за формулою [1]:

$$a_f = \frac{W}{f_{\text{ш}}} = \frac{L_3 \cdot \rho(1 - c/100)}{f_{\text{ш}}}, \quad (\text{A.38})$$

де W – кількість води, що поступає в апарат разом з розчином, кг/год;
 L_3 – об'єм розчину, м³/год; ρ – густина розчину, кг/м³; c – концентрація розчину, %; $f_{\text{ш}}$ – поверхня гранул шару, м².

Тоді, абсолютну граничну похибку параметра a_f визначають [1]:

$$\Delta a_f = \delta(a_f) \cdot |a_f|,$$

де $\delta(a_f) = \delta(L_3) + \delta(\rho) + \delta(f_{ш}) + \delta(c) = 3,3 + 0,04 + 7,8 + 0,3 = 11,4\%$ –
 відносна гранична похибка визначення параметра a_f ; $\delta(L_3)$, $\delta(\rho)$, $\delta(f_{ш})$, $\delta(c)$ –
 відносні граничні похибки взяті відповідно з виразів.

Чисельне значення абсолютної граничної похибки визначення a_f при
 максимальному зрошенні $a_f = 0,55 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{год}}$ становить [1]:

$$\Delta a_f = \delta(a_f) \cdot |a_f| = \frac{11,4}{100} \cdot 0,55 = 0,0627 \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{год}}.$$

ДОДАТОК Б.
РЕЗУЛЬТАТИ ЕКСПЕРЕМЕНТАЛЬНИХ ДОСЛІДЖЕНЬ РОБОТИ
ЧАШОВИХ РОТАЦІЙНИХ ДИСПЕРГАТОРІВ ТИП 1,2,3

Таблиця Б1 – Результати експериментальних досліджень розподілення маси рідини по довжині зони розпилення для ротаційного чашового диспергатора тип 1, при максимальній лінійній швидкості $V_{л1(max)} = 12,6$ м/с, внутрішня поверхня $F_{дисп} = 0,00944$ м², $\phi_{д1} = 7,7\%$

№	$\Gamma_v \cdot 10^4$ м ³ /(м ² ·с)	Qp, кг/год	Зони розпилення						
			Z0	Z1	Z2	Z3	Z4	Z05	$\Delta_{втр},$ %
			Масове розподілення грам/хв						
1	1,88	6,4	12,2	16,4	14,1	20,3	34,2	6,3	2,97
2	2,82	9,6	12	26,6	17	23	57,8	13	6,63
3	3,71	12,6	14	29,5	22	31	82,1	16	7,57
4	7,74	26,3	24,5	45,7	40	55	210	25	8,70
5	10,06	34,2	28,5	56	51	68	270	37	10,51
			Інтегральне розподілення, X(i)						
1	1,88	6,4	0,1179	0,1585	0,1362	0,1961	0,3304	0,0609	
2	2,82	9,6	0,0803	0,1780	0,1138	0,1539	0,3869	0,0870	
3	3,71	12,6	0,0721	0,1520	0,1133	0,1597	0,4230	0,0799	
4	7,74	26,3	0,0612	0,1142	0,1000	0,1374	0,5247	0,0625	
5	10,06	34,2	0,0559	0,1098	0,1000	0,1333	0,5293	0,0718	
			Питома щільність розподілення $J_m, \frac{1}{mm^2}$						
1	1,88	6,4	0,0196	0,0093	0,0151	0,0218	0,0254	0,0101	
2	2,82	9,6	0,0134	0,0105	0,0126	0,0171	0,0298	0,0145	
3	3,71	12,6	0,0120	0,0089	0,0126	0,0177	0,0325	0,0133	
4	7,74	26,3	0,0102	0,0067	0,0111	0,0153	0,0404	0,0104	
5	10,06	34,2	0,0093	0,0065	0,0111	0,0148	0,0407	0,0120	

Таблиця Б2 – Результати експериментальних досліджень розподілення маси рідини по довжині зони розпилення для ротаційного чашового диспергатора тип 1, при максимальній лінійній швидкості $V_{л2(max)} = 17,6$ м/с, внутрішня поверхня $F_{дисп} = 0,00944$ м², $\phi_{д1} = 7,7\%$

№	$\Gamma_v \cdot 10^4$ м ³ /(м ² ·с)	Qp, кг/год	Зони розпилення						
			Z0	Z1	Z2	Z3	Z4	Z05	$\Delta_{втр},$ %
			Масове розподілення грам/хв						
1	1,88	6,4	9,8	14,8	14,2	18,5	37,8	7,2	4,09
2	2,82	9,6	11,8	22,8	18,1	25,4	59,5	14	5,06
3	3,71	12,6	12,1	27,2	22,5	32,1	86,4	18	5,81
4	7,74	26,3	24,5	39,8	38,1	56	217,2	29	7,81
5	10,06	34,2	26,5	50,8	47,5	72	275	41	10,00
			Інтегральне розподілення, X(i)						
1	1,88	6,4	0,0958	0,2405	0,3793	0,5601	0,9296	1,0000	
2	2,82	9,6	0,0777	0,2278	0,3469	0,5142	0,9059	1,0000	
3	3,71	12,6	0,0612	0,1987	0,3124	0,4747	0,9115	1,0000	
4	7,74	26,3	0,0606	0,1591	0,2534	0,3920	0,9295	1,0000	
5	10,06	34,2	0,0517	0,1507	0,2433	0,3836	0,9197	1,0000	
			Питома щільність розподілення $J_m, \frac{1}{mm^2}$						
1	1,88	6,4	0,0160	0,0085	0,0154	0,0201	0,0284	0,0117	
2	2,82	9,6	0,0129	0,0088	0,0132	0,0186	0,0301	0,0157	
3	3,71	12,6	0,0102	0,0081	0,0126	0,0180	0,0336	0,0147	
4	7,74	26,3	0,0101	0,0058	0,0105	0,0154	0,0413	0,0118	
5	10,06	34,2	0,0086	0,0058	0,0103	0,0156	0,0412	0,0134	

Таблиця БЗ – Результати експериментальних досліджень розподілення маси рідини по довжині зони розпилення для ротаційного чашового диспергатора тип 1, при максимальній лінійній швидкості $V_{л3(\min)} = 22,6$ м/с, внутрішня поверхня $F_{\text{дисп}} = 0,00944$ м², $\varphi_{д1} = 7,7\%$

№	$\Gamma_v \cdot 10^4$ м ³ /(м ² ·с)	Qp, кг/год	Зони розпилення						
			Z0	Z2	Z3	Z4	Z5	Z06	$\Delta_{\text{втр}},$ %
			Масове розподілення грам/хв						
1	1,88	6,4	7,8	13	13,9	21,1	40,1	8,9	4,09
2	2,82	9,6	10,3	19,6	17,9	23,5	63,5	16	5,06
3	3,71	12,6	10,5	20,5	18,4	35,2	90,5	23	5,81
4	7,74	26,3	18,4	37,1	34,2	65,4	220,1	26	7,81
5	10,06	34,2	20,4	44,6	50,5	74,5	278,2	39	10,00
			Інтегральне розподілення, X(i)						
1	1,88	6,4	0,0744	0,1985	0,3311	0,5324	0,7824	1,0000	
2	2,82	9,6	0,0682	0,1980	0,3166	0,4722	0,7742	1,0000	
3	3,71	12,6	0,0531	0,1569	0,2500	0,4281	0,7930	1,0000	
4	7,74	26,3	0,0459	0,1383	0,2236	0,3866	0,8500	1,0000	
5	10,06	34,2	0,0402	0,1282	0,2277	0,3746	0,8235	1,0000	
			Питома щільність розподілення $J_m, \frac{1}{\text{мм}^2}$						
1	1,88	6,4	0,0124	0,0073	0,0147	0,0224	0,0294	0,0142	
2	2,82	9,6	0,0114	0,0076	0,0132	0,0173	0,0323	0,0179	
3	3,71	12,6	0,0089	0,0061	0,0103	0,0198	0,0352	0,0190	
4	7,74	26,3	0,0076	0,0054	0,0095	0,0181	0,0422	0,0108	
5	10,06	34,2	0,0067	0,0052	0,0111	0,0163	0,0422	0,0128	

Таблиця Б4 – Результати експериментальних досліджень розподілення маси рідини по довжині зони розпилення для ротаційного чашового диспергатора тип 2, при максимальній лінійній швидкості $V_{л1(min)} = 12,6$ м/с, внутрішня поверхня $F_{дисп} = 0,00944$ м², $\phi_{д2} = 10\%$.

№	Гv·10 ⁴ м ³ /(м ² ·с)	Qp, кг/Год	Зони розпилення								Δ _{втр} , %
			S0	S1	S2	S3	S4	S5	S06		
			Масове розподілення грам/хв								
1	1,88	6,4	8,6	20,1	14,5	16,45	17,5	22,3	1,867	3,85	
2	2,82	9,6	12,8	27,34	22,6	27,8	28,7	31,2	2,3	8,7	
3	3,71	12,6	15,5	35,8	28,6	32,3	35,5	43,5	9,4	7,57	
4	7,74	26,3	37,5	76,4	54,6	62,1	70,1	95,5	22,1	9,70	
5	10,06	34,2	53,6	94,9	72,3	80,2	96,5	130,5	32,2	10,21	
			Інтегральне розподілення, X(i)								
1	1,88	6,4	0,0849	0,2833	0,4264	0,5887	0,7615	0,9816	1		
2	2,82	9,6	0,0838	0,2628	0,4108	0,5928	0,7807	0,9849	1		
3	3,71	12,6	0,0773	0,2557	0,3983	0,5593	0,7363	0,9531	1		
4	7,74	26,3	0,0896	0,2723	0,4028	0,5513	0,7189	0,9472	1		
5	10,06	34,2	0,0957	0,2651	0,3941	0,5373	0,7096	0,9425	1		
			Питома щільність розподілення J _м , $\frac{1}{\text{мм}^2}$								
1	1,88	6,4	0,0141	0,0165	0,0165	0,0187	0,0199	0,0220	0,0031		
2	2,82	9,6	0,0140	0,0149	0,0170	0,0209	0,0216	0,0204	0,0025		
3	3,71	12,6	0,0129	0,0149	0,0164	0,0185	0,0203	0,0217	0,0078		
4	7,74	26,3	0,0149	0,0152	0,0150	0,0171	0,0193	0,0228	0,0088		
5	10,06	34,2	0,0159	0,0141	0,0148	0,0165	0,0198	0,0233	0,0096		

Таблиця Б5 – Результати експериментальних досліджень розподілення маси рідини по довжині зони розпилення для ротаційного чашового диспергатора тип 2, при максимальній лінійній швидкості $V_{л2(\min)} = 17,6$ м/с, внутрішня поверхня $F_{\text{дисп}} = 0,00944$ м², $\varphi_{д2} = 10\%$.

№	$\Gamma v \cdot 10^4$ м ³ /(м ² ·с)	Qp, кг/год	Зони розпилення							
			S0	S1	S2	S3	S4	S5	S06	$\Delta_{\text{втр}},$ %
			Масове розподілення грам/хв							
1	1,88	6,4	7,3	19,7	13,3	17,6	18,9	24,6	1,985	3,5
2	2,82	9,6	11,6	25,8	19,8	26,8	30,6	33,2	3,1	6,56
3	3,71	12,6	14,5	34	27,1	30,1	37,2	44,9	10,1	7,51
4	7,74	26,3	35,8	65,2	49,5	55,1	75,6	105,3	24	8,91
5	10,06	34,2	48,6	88,2	65,3	80,9	103,5	136,9	34,8	10,7
			Інтегральне розподілення, X(i)							
1	1,88	6,4	0,0706	0,2612	0,3898	0,5600	0,7429	0,9808	1	
2	2,82	9,6	0,0769	0,2478	0,3791	0,5567	0,7594	0,9795	1	
3	3,71	12,6	0,0733	0,2451	0,3820	0,5341	0,7221	0,9490	1	
4	7,74	26,3	0,0872	0,2460	0,3666	0,5009	0,6850	0,9415	1	
5	10,06	34,2	0,0871	0,2451	0,3621	0,5070	0,6924	0,9377	1	
			Питома щільність розподілення $J_m, \frac{1}{\text{мм}^2}$							
1	1,88	6,4	0,0118	0,0159	0,0148	0,0196	0,0210	0,0238	0,0032	
2	2,82	9,6	0,0128	0,0142	0,0151	0,0204	0,0233	0,0220	0,0034	
3	3,71	12,6	0,0122	0,0143	0,0157	0,0175	0,0216	0,0227	0,0085	
4	7,74	26,3	0,0145	0,0132	0,0139	0,0154	0,0212	0,0257	0,0097	
5	10,06	34,2	0,0145	0,0132	0,0134	0,0167	0,0213	0,0245	0,0104	

Таблиця Б6 – Результати експериментальних досліджень розподілення маси рідини по довжині зони розпилення для ротаційного чашового диспергатора тип 2, при максимальній лінійній швидкості $V_{л3(\min)} = 22,6$ м/с, внутрішня поверхня $F_{\text{дисп}} = 0,00944$ м², $\phi_{л2} = 10\%$.

№	$\Gamma v \cdot 10^4$ м ³ /(м ² ·с)	Qp, кг/год	Зони розпилення							
			S0	S1	S2	S3	S4	S5	S06	$\Delta_{\text{втр}},$ %
			Масове розподілення грам/хв							
1	1,88	6,4	6,6	14,6	10,3	16,9	20,5	26,5	2,1	5,11
2	2,82	9,6	10,8	23,7	18,3	25,45	32,5	36,6	4,1	6,8
3	3,71	12,6	12,6	30,9	23,6	28,5	39,6	48,8	11,3	8,81
4	7,74	26,3	32,3	60,8	44,6	55,6	81,3	118	27,5	9,58
5	10,06	34,2	45,2	75,7	57,6	83,4	108	146,8	38	10,9
			Інтегральне розподілення, X(i)							
1	1,88	6,4	0,0677	0,2174	0,3231	0,4964	0,7067	0,9785	1	
2	2,82	9,6	0,0713	0,2278	0,3486	0,5167	0,7313	0,9729	1	
3	3,71	12,6	0,0645	0,2227	0,3436	0,4895	0,6923	0,9421	1	
4	7,74	26,3	0,0769	0,2216	0,3278	0,4601	0,6537	0,9345	1	
5	10,06	34,2	0,0815	0,2180	0,3218	0,4721	0,6668	0,9315	1	
			Питома щільність розподілення $J_m, \frac{1}{\text{мм}^2}$							
1	1,88	6,4	0,0113	0,0125	0,0121	0,0199	0,0242	0,0272	0,0036	
2	2,82	9,6	0,0119	0,0130	0,0139	0,0193	0,0247	0,0242	0,0045	
3	3,71	12,6	0,0108	0,0132	0,0139	0,0168	0,0233	0,0250	0,0096	
4	7,74	26,3	0,0128	0,0121	0,0122	0,0152	0,0222	0,0281	0,0109	
5	10,06	34,2	0,0136	0,0114	0,0119	0,0173	0,0224	0,0265	0,0114	

Таблиця Б7 – Результати досліджень по розподіленню для ротаційного чашового диспергатора тип 3, при максимальній лінійній швидкості $V_{л1(min)} = 12,6$ м/с внутрішня поверхня $F_{дисп} = 0,01583$ м², $\phi_{дз} = 20\%$ внутрішня поверхня $F_{дисп} = 0,01583$

			Масове розподілення грам/хв													$\Delta_{втр}, \%$
№	$\Gamma v \cdot 10^4$ м ³ /(м ² ·с)	Qp, кг/год	A05	A5	A4	A3	A2	A1	M0	F1	F2	F3	F4	F5	F06	
1	1,88	6,4	2,1	6,4	11,4	10,4	9,9	10,3	3,1	10,6	10,3	10,7	11	6,1	2,3	4,11
2	2,82	9,6	3,4	8,2	16,8	16,4	16,2	15,5	5,5	14,2	13,2	14,4	14,8	8,3	3,1	5,8
3	3,71	12,6	7	10,9	20	19,8	19,6	19,1	9,1	18,8	19,8	20,3	20,5	11,3	7,7	7,81
4	7,74	26,3	16,9	20,6	39,8	36,6	35,6	37,6	20,5	41	41,5	43	45	22,5	17,7	8,65
5	10,06	34,2	21,7	28,1	55,1	54,1	53,5	52,5	34,5	51,8	52,1	53,4	56,1	29,1	23,3	10,25
№	$\Gamma v \cdot 10^4$ м ³ /(м ² ·с)	Qp, кг/год	Інтегральне розподілення, X(i)													
1	1,88	6,4	0,0201	0,0813	0,1902	0,2897	0,3843	0,4828	0,5124	0,6138	0,7122	0,8145	0,9197	0,9780	1	
2	2,82	9,6	0,0227	0,0773	0,1893	0,2987	0,4067	0,5100	0,5467	0,6413	0,7293	0,8253	0,9240	0,9793	1	
3	3,71	12,6	0,0343	0,0878	0,1859	0,2830	0,3791	0,4728	0,5174	0,6096	0,7067	0,8063	0,9068	0,9622	1	
4	7,74	26,3	0,0404	0,0896	0,1848	0,2723	0,3574	0,4473	0,4963	0,5943	0,6935	0,7963	0,9039	0,9577	1	
5	10,06	34,2	0,0384	0,0881	0,1856	0,2813	0,3759	0,4688	0,5298	0,6214	0,7136	0,8081	0,9073	0,9588	1	
№	$\Gamma v \cdot 10^4$ м ³ /(м ² ·с)	Qp, кг/год	Питома щільність розподілення $J_m, \frac{1}{mm^2}$													
1	1,88	6,4	0,0067	0,0204	0,0182	0,0166	0,0158	0,0141	0,0017	0,0145	0,0164	0,0170	0,0175	0,0194	0,0073	
2	2,82	9,6	0,0076	0,0182	0,0187	0,0182	0,0180	0,0148	0,0022	0,0135	0,0147	0,0160	0,0164	0,0184	0,0069	
3	3,71	12,6	0,0114	0,0178	0,0163	0,0162	0,0160	0,0134	0,0026	0,0132	0,0162	0,0166	0,0168	0,0185	0,0126	
4	7,74	26,3	0,0135	0,0164	0,0159	0,0146	0,0142	0,0128	0,0029	0,0140	0,0165	0,0171	0,0179	0,0179	0,0141	
5	10,06	34,2	0,0128	0,0166	0,0162	0,0160	0,0158	0,0133	0,0036	0,0131	0,0154	0,0157	0,0165	0,0172	0,0137	

м², $\phi_{дз} = 20\%$

Таблиця Б8 – Результати досліджень по розподіленню для ротаційного чашового диспергатора тип 3, при максимальній лінійній швидкості $V_{л2(min)} = 17,6$ м/с, внутрішня поверхня $F_{дисп} = 0,01583$ м², $\phi_{д3} = 20\%$.

			Масове розподілення грам/хв													$\Delta_{втр}, \%$
№	$\Gamma v \cdot 10^4$ м ³ /(м ² ·с)	Qp, кг/Год	A05	A5	A4	A3	A2	A1	M0	F1	F2	F3	F4	F5	F06	
1	1,88	6,4	2,8	6,6	11,8	10,5	9,7	10	2,7	9,7	10	10,2	11,4	6,5	2,6	4,11
2	2,82	9,6	5,5	9,5	15,8	13,9	13,1	13	5	13,8	12,7	14,2	16,2	8,5	5	5,78
3	3,71	12,6	7,5	11,5	20,2	19,7	19	18,7	8,7	17,5	17,6	20	20,6	11,5	8	6,741
4	7,74	26,3	17,5	22	41,5	37,5	35,1	36,5	21,2	40	40,5	41	47	24	18,5	8,68
5	10,06	34,2	23,4	30,1	58	53,1	52,1	50,4	32,4	50,2	51,4	54	57	30	23,6	10,1
№	$\Gamma v \cdot 10^4$ м ³ /(м ² ·с)	Qp, кг/Год	Інтегральне розподілення, X(i)													
1	1,88	6,4	0,0268	0,0900	0,2029	0,3033	0,3962	0,4919	0,5177	0,6105	0,7062	0,8038	0,9129	0,9751	1	
2	2,82	9,6	0,0376	0,1026	0,2107	0,3057	0,3953	0,4843	0,5185	0,6129	0,6997	0,7969	0,9077	0,9658	1	
3	3,71	12,6	0,0374	0,0948	0,1955	0,2938	0,3885	0,4818	0,5252	0,6125	0,7002	0,8000	0,9027	0,9601	1	
4	7,74	26,3	0,0414	0,0935	0,1918	0,2806	0,3637	0,4502	0,5004	0,5951	0,6910	0,7881	0,8994	0,9562	1	
5	10,06	34,2	0,0414	0,0946	0,1971	0,2910	0,3831	0,4722	0,5294	0,6182	0,7090	0,8045	0,9053	0,9583	1	
№	$\Gamma v \cdot 10^4$ м ³ /(м ² ·с)	Qp, кг/Год	Питома щільність розподілення $J_m, \frac{1}{mm^2}$													
1	1,88	6,4	0,0089	0,0211	0,0188	0,0167	0,0155	0,0137	0,0015	0,0133	0,0159	0,0163	0,0182	0,0207	0,0083	
2	2,82	9,6	0,0125	0,0217	0,0180	0,0158	0,0149	0,0127	0,0020	0,0135	0,0145	0,0162	0,0185	0,0194	0,0114	
3	3,71	12,6	0,0125	0,0191	0,0168	0,0164	0,0158	0,0133	0,0026	0,0125	0,0146	0,0166	0,0171	0,0191	0,0133	
4	7,74	26,3	0,0138	0,0174	0,0164	0,0148	0,0139	0,0123	0,0030	0,0135	0,0160	0,0162	0,0185	0,0189	0,0146	
5	10,06	34,2	0,0138	0,0177	0,0171	0,0156	0,0153	0,0127	0,0034	0,0127	0,0151	0,0159	0,0168	0,0177	0,0139	

Таблиця Б9 – Результати досліджень по розподіленню для ротаційного чашового диспергатора тип 3, при максимальній лінійній швидкості $V_{л3(min)} = 22,6$ м/с внутрішня поверхня $F_{дисп} = 0,01583$ м², $\phi_{дз} = 20\%$

			Масове розподілення грам/хв													Δ _{втр} , %
№	Гv·10 ⁴ м ³ /(м ² ·с)	Qp, кг/год	A05	A5	A4	A3	A2	A1	M0	F1	F2	F3	F4	F5	F06	
1	1,88	6,4	2,8	6,6	11,8	10,5	9,7	10	2,7	9,7	10	10,2	11,4	6,5	2,6	7,11
2	2,82	9,6	5,5	9,5	15,8	13,9	13,1	13	5	13,8	12,7	14,2	16,2	8,5	5	8,35
3	3,71	12,6	7,5	11,5	20,2	19,7	19	18,7	8,7	17,5	17,6	20	20,6	11,5	8	8,85
4	7,74	26,3	17,5	22	41,5	37,5	35,1	36,5	21,2	40	40,5	41	47	24	18,5	9,48
5	10,06	34,2	23,4	30,1	58	53,1	52,1	50,4	32,4	50,2	51,4	54	57	30	23,6	10,49
№	Гv·10 ⁴ м ³ /(м ² ·с)	Qp, кг/год	Інтегральне розподілення, X(i)													
1	1,88	6,4	0,0268	0,0900	0,2029	0,3033	0,3962	0,4919	0,5177	0,6105	0,7062	0,8038	0,9129	0,9751	1	
2	2,82	9,6	0,0376	0,1026	0,2107	0,3057	0,3953	0,4843	0,5185	0,6129	0,6997	0,7969	0,9077	0,9658	1	
3	3,71	12,6	0,0374	0,0948	0,1955	0,2938	0,3885	0,4818	0,5252	0,6125	0,7002	0,8000	0,9027	0,9601	1	
4	7,74	26,3	0,0414	0,0935	0,1918	0,2806	0,3637	0,4502	0,5004	0,5951	0,6910	0,7881	0,8994	0,9562	1	
5	10,06	34,2	0,0414	0,0946	0,1971	0,2910	0,3831	0,4722	0,5294	0,6182	0,7090	0,8045	0,9053	0,9583	1	
№	Гv·10 ⁴ м ³ /(м ² ·с)	Qp, кг/год	Питома щільність розподілення J _m , $\frac{1}{mm^2}$													
1	1,88	6,4	0,0089	0,0211	0,0188	0,0167	0,0155	0,0137	0,0015	0,0133	0,0159	0,0163	0,0182	0,0207	0,0083	
2	2,82	9,6	0,0125	0,0217	0,0180	0,0158	0,0149	0,0127	0,0020	0,0135	0,0145	0,0162	0,0185	0,0194	0,0114	
3	3,71	12,6	0,0125	0,0191	0,0168	0,0164	0,0158	0,0133	0,0026	0,0125	0,0146	0,0166	0,0171	0,0191	0,0133	
4	7,74	26,3	0,0138	0,0174	0,0164	0,0148	0,0139	0,0123	0,0030	0,0135	0,0160	0,0162	0,0185	0,0189	0,0146	
5	10,06	34,2	0,0138	0,0177	0,0171	0,0156	0,0153	0,0127	0,0034	0,0127	0,0151	0,0159	0,0168	0,0177	0,0139	

ДОДАТОК В.
ПРОГРАМА РОЗВ'ЯЗКУ МАТЕМАТИЧНОЇ МОДЕЛІ

Програмний код для розрахунку математичної моделі:

```
unit Unit1;
```

```
interface
```

```
uses
```

```
Windows, Messages, SysUtils, Variants, Classes, Graphics, Controls, Forms,  
Dialogs, Menus, TeEngine, Series, ExtCtrls, TeeProcs, Chart, StdCtrls;
```

```
type
```

```
TForm1 = class(TForm)
```

```
Chart1: TChart;
```

```
Series1: TLineSeries;
```

```
MainMenu1: TMainMenu;
```

```
N1: TMenuItem;
```

```
N2: TMenuItem;
```

```
N3: TMenuItem;
```

```
N4: TMenuItem;
```

```
N5: TMenuItem;
```

```
N6: TMenuItem;
```

```
Memo1: TMemo;
```

```
Series2: TLineSeries;
```

```
procedure N2Click(Sender: TObject);
```

```
procedure N3Click(Sender: TObject);
```

```
private
```

```
{ Private declarations }
```

```
public
```

```

    { Public declarations }
end;

var
  Form1: TForm1;
  eps:real;
  Rog:real;
  Cg:real;
  DTpoDtau:real;
  q:real;
  Wg:real;
  alpha:real;
  Sigma:real;
  Tg:real;
  Tsh:array [0..9] of real;
  Gp:real;
  Xp:real;
  r:real;
  Cp:real;
  Tp:real;
  H:real;
  dH:real;
  Rot:real;
  Ck:real;
  F:real;
  T1:real;
  i:integer;
  n:real;
  Tz: array [1..9] of real =(195,145,100,95,92,90,88,82,80);

```

implementation

```
{ $R *.dfm }
```

```
procedure TForm1.N2Click(Sender: TObject);
```

```
begin
```

```
eps:=0.4;
```

```
Rog:=0.9;
```

```
Rot:=1450;
```

```
Tg:=200;
```

```
Cg:=1.026;
```

```
Tp:=95;
```

```
Cp:=267;
```

```
Wg:=0.5;
```

```
//alpha:=175;
```

```
//alpha:=180;
```

```
alpha:=185;
```

```
F:=30;
```

```
//Gp:=0.3;
```

```
//Gp:=0.6;
```

```
Gp:=0.9;
```

```
Ck:=420000;
```

```
sigma:=2.4;
```

```
r:=2340;
```

```

H:=0;
dH:=100;
//Tsh[0]:=220;
//Tsh[0]:=200;
Tsh[0]:=190;
//Tsh[0]:=180;

T1:=95;

DTpoDtau:=10;
i:=0;
n:=0.428;
Xp:=0.4;
Memo1.Lines.Add(FloatToStr(Tsh[0]));
while H<800 do
begin
H:=H+dH;
Tsh[i+1]:=Tsh[i]+dH*(-alpha*sigma*(Tg-T1)+Gp*(1-Xp)*(r+Cp*Tp)-
eps*Rog*Cg*DTpoDtau)/(eps*Wg*Rog*Cg*Ck*n);
i:=i+1;
n:=n+11;
Memo1.Lines.Add(FloatToStr(Tsh[i]));
end;

end;

procedure TForm1.N3Click(Sender: TObject);

begin

```

```
H:=0;  
dH:=100;  
for i:=1 to 8 do  
  begin  
    Series1.AddXY(H,Tz[i]);  
    H:=H+dH;  
    Series2.AddXY(H,Tsh[i]);  
  end;  
  
end;  
  
end.
```

Таблиця В4 –Результати розрахунку математичної моделі

Z, мм	зона 1	зона 2	зона 3
	$T_{\varepsilon 1}, ^\circ\text{C}$	$T_{\varepsilon 2}, ^\circ\text{C}$	$T_{\varepsilon 3}, ^\circ\text{C}$
0,0	180,0	180,0	180,0
100,0	90,0	98,5	144,6
220,0	89,1	96,5	99,9
300,0	89,1	95,1	92,6
400,0	89,0	94,2	88,6
500,0	89,0	93,8	87,3

ДОДАТОК Г.
РЕЗУЛЬТАТИ ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНИХ ДОСЛІДЖЕНЬ КІНЕТИКИ
ПРОЦЕСУ ГРАНУЛЯЦІЇ АЗОТНО-ГУМІНОВИХ ДОБРІВ У
ГРАНУЛЯТОРІ ІЗ ПСЕВДОЗРІДЖЕНИМ ШАРОМ ПРИ ВЕРИФІКАЦІЇ
МАТЕМАТИЧНОЇ І ФІЗИЧНОЇ МОДЕЛІ

Таблиця Г.1 – Результати експериментальних досліджень кінетики процесу грануляції азотно-гумінових добрив

№		Час	Температура			В'язкість газу	Густи на газу	Витрати робочого розчину		
			Вх.	Шар	Кор. різн.			Поч. знач.	Кінц. знач.	Витр.
		$\tau_{\text{пр.}}$, год	$T_{\text{вх.}}$, °C	$T_{\text{ш.}}$, °C	ΔT , °C	$\nu_{(r)}$, м ² /с	$\rho_{\text{тепл.}}$, кг/м ³	$L_{\text{поч.}}$, кг	$L_{\text{кін.}}$, кг	ΔL , кг/10
		1	2	3	4	5	6	7	8	9
Дослід А	1	0	150,0	95,0	55,0	0,0000227	0,959	17,0	17,0	0
	2	0,17	150,0	94,0	56,0	0,0000226	0,962	17,0	16,08	0,92
	3	0,33	170,0	95,0	75,0	0,0000227	0,959	16,08	14,88	1,20
	4	0,50	180,0	96,0	84,0	0,0000228	0,957	14,88	13,48	1,40
Дослід В	5	0,67	180,0	95,0	85,0	0,0000227	0,959	13,48	11,9	1,58
	6	0,83	180,0	95,0	85,0	0,0000227	0,959	11,9	10,32	1,58
	7	1,00	180,0	95,0	85,0	0,0000227	0,959	10,32	8,84	1,48
	8	1,17	180,0	96,0	84,0	0,0000228	0,957	7,4	5,82	1,58
	9	1,33	180,0	95,0	85,0	0,0000227	0,959	5,9	4,43	1,47
	10	1,50	180,0	95,0	85,0	0,0000227	0,959	21,4	19,9	1,50
	11	1,67	180,0	96,0	84,0	0,0000228	0,957	19,9	18,43	1,47
	12	1,83	180,0	94,0	86,0	0,0000226	0,962	18,43	16,87	1,56
	13	2,00	180,0	95,0	85,0	0,0000227	0,959	16,87	15,37	1,50
	14	2,17	180,0	95,0	85,0	0,0000227	0,959	15,37	13,86	1,51
	15	2,33	180,0	96,0	84,0	0,0000228	0,957	13,86	12,42	1,44
	16	2,50	180,0	95,0	85,0	0,0000227	0,959	12,42	10,9	1,52

Продовження таблиці Г.1

№		Ситовий аналіз									
		Маса i -тої фракції				$m_{(\Sigma)}$, Г	Частка i -тої фракції				$x_{(\Sigma)}$, Г
		$m_{(d=4)}$, Г	$m_{(d=3)}$, Г	$m_{(d=2)}$, Г	$m_{(d=1)}$, Г		$x_{(d=4)}$, Г	$x_{(d=3)}$, Г	$x_{(d=2)}$, Г	$x_{(d=1)}$, Г	
		10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
Дослід А	1	0,0	10,8	90,0	90,0	192,4	0,000	5,613	46,778	46,778	100
	2	0,0	13,0	94,0	86,0	194,6	0,000	6,680	48,304	44,193	100
	3	0,0	15,0	96,4	84,0	199,4	0,000	7,523	48,345	42,126	100
	4	0,0	16,6	100,0	76,0	196,8	0,000	8,435	50,813	38,618	100
Дослід В	5	0,0	18,0	106,4	74,0	202,4	0,000	8,893	52,569	36,561	100
	6	0,0	18,6	115,0	70,0	206,6	0,000	9,003	55,663	33,882	100
	7	0,0	30,4	120,2	72,0	224,6	0,000	13,53	53,517	32,057	100
	8	0,0	32,2	130,4	64,0	227,6	0,000	14,14	57,293	28,120	100
	9	0,0	40,2	134,0	60,0	235,6	0,000	17,06	56,876	25,467	100
	10	0,0	46,4	130,0	56,0	234,4	0,000	19,79	55,461	23,891	100
	11	6,0	52,4	120,0	50,0	229,2	2,618	22,86	52,356	21,815	100
	12	8,0	65,0	117,0	40,0	231,6	3,454	28,06	50,518	17,271	100
	13	12,0	69,0	110,6	30,0	222,6	5,391	30,99	49,686	13,477	100
	14	13,0	72,4	108,8	21,0	215,6	6,030	33,58	50,464	9,740	100
	15	14,6	74,4	102,4	14,8	207,0	7,053	35,94	49,469	7,150	100
	16	20,4	75,0	91,0	11,0	197,8	$10,31_3$	37,91	46,006	5,561	100

Продовження таблиці Г.1

	№	Ar	Об'ємні витрати газу $V_{\text{(сек)}},$ $\text{м}^3/\text{с}$	Число псевдо зрідже ння, K_w	Швидкість газу		Перепад тиску		
					Критич на	Робоча	Шару	ГРП	Діафра- гми
					$w_{\text{(кр)}},$ м/с	$w_p,$ м/с	$\Delta P_{\text{ш}}, \text{Па}$	$\Delta P_{\text{ГРП}},$ Па	$\Delta P_{\text{д}},$ Па
		20	21	22	23	24	25	26	27
Дослід А	1	179967	0,0308	1,825	0,620	1,132	1962	75	1962,0
	2	190474	0,0308	1,793	0,631	1,132	1962	75	1962,0
	3	185301	0,0313	1,806	0,627	1,132	1962	75	1962,0
	4	195045	0,0313	1,769	0,640	1,132	1962	75	1962,0
Дослід В	5	205634	0,0334	1,741	0,650	1,132	1962	75	1962,0
	6	221677	0,0340	1,695	0,668	1,132	1962	75	1962,0
	7	243923	0,0364	1,797	0,690	1,240	1962	75	2354,4
	8	268477	0,0364	1,735	0,715	1,240	1962	75	2354,4
	9	287873	0,0364	1,699	0,730	1,240	1962	75	2354,4
	10	298390	0,0364	1,679	0,739	1,240	1962	75	2354,4
	11	336875	0,0364	1,609	0,771	1,240	1962	75	2354,4
	12	386967	0,0374	1,671	0,802	1,339	1962	75	2746,8
	13	446148	0,0374	1,594	0,840	1,339	1962	75	2746,8
	14	510735	0,0374	1,529	0,876	1,339	1962	75	2746,8
	15	551325	0,0383	1,491	0,898	1,339	1962	75	2746,8
	16	625986	0,0383	1,439	0,931	1,339	1962	75	2746,8

Продовження таблиці Г.1

№		Коефіцієнт грануляції	Еквівал. діаметр частинки	Поверхня шару	Питома навантаження поверхні шару за вологою	Питома навантаження поверхні шару за вологою	Частота обертів ротарійного диспергатора	Об'ємні питомі приведені витрати рідкої фази	Плівковий Рейнольдс	Відцентровий критерій Фруда	Приведена товщина плівки
		$\Psi, \%$	$D_e, \text{мм}$	$f_{\text{ш}}, \text{м}^2$	$a_f, \frac{\text{кг(вол.)}}{\text{м}^2 \cdot \text{год}}$	$\frac{\text{кг(вол.)}}{\text{м}^2 \cdot \text{год} \cdot \text{г}}$ рад	$f, \text{Гц}$	$Q_v, \frac{\text{м}^3}{(\text{с} \cdot \text{м})}$	$Re_{\text{пл}}$	Fr_{min}	$H_g, \cdot 10^{-4}$
		28	29	30	31	32	33	34	35		36
Дослід А	1		1,82	14,494			68	0,00001221	49	372	1,94
	2	90	1,85	14,254	0,21	0,373	69	0,00001592	64	383	2,54
	3	82	1,84	14,354	0,27	0,361	68	0,00001858	74	372	2,96
	4	93	1,88	14,080	0,32	0,384	70	0,00002097	84	394	3,34
Дослід В	5	86	1,90	13,864	0,37	0,434	72	0,00002097	84	417	3,34
	6	92	1,95	13,521	0,38	0,445	71	0,00001964	79	406	3,13
	7	99	2,02	13,097	0,37	0,431	69	0,00002097	84	383	3,34
	8	89	2,09	12,657	0,40	0,481	70	0,00001951	78	394	3,11
	9	97	2,13	12,394	0,38	0,452	70	0,00001990	80	394	3,17
	10	92	2,16	12,246	0,40	0,467	68	0,00001951	78	372	3,11
	11	96	2,25	11,735	0,41	0,483	69	0,00002070	83	383	3,30
	12	88	2,35	11,255	0,45	0,522	72	0,00001990	80	417	3,17
	13	99	2,47	10,710	0,45	0,534	70	0,00002004	80	394	3,19
	14	94	2,58	10,238	0,48	0,562	70	0,00001911	76	394	3,04
	15	97	2,65	9,958	0,47	0,558	70	0,00002017	81	394	3,21
	16	92	2,76	9,566	0,51	0,606	71	0,00001221	49	406	1,94

ДОДАТОК Г.
ЕКСПЕРЕМЕНТАЛЬНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ ТЕМПЕРАТУРНОГО ПОЛЯ В
ПСЕВДОЗРІДЖЕНОМУ ШАРІ ПІД ЧАС ГРАНУЛЯЦІЇ
АЗОТНО-ГУМІНОВИХ ДОБРІВ З ВИКОРИСТАННЯМ РОТАЙНОГО
МЕХАНІЧНОГО ДИСПЕРГАТОРА ТИП 1

Таблиця Г.1 – Результати вимірювання температур по трекам термопар, вздовж вісі **Oy**. °C

Вісь Oy , мм		10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
Значення температур в Пл. 1, °C	T15 X=50мм, Z=110мм	89	92	91	90	92	93	94	92	91	93
	T6 X=50мм, Z=220мм	88	86	87	88	86	85	88	86	87	86
	T12 X=50мм, Z=470мм	82	84	83	83	84	82	83	83	85	83
Значення температур в Пл. 3, °C	T17 X=250мм, Z=110мм	137	132	133	129	127	122	120	125	129	132
	T7 X=250мм, Z=220мм	a96	95	97	99	102	98	97	98	96	93
	T13 X=250мм, Z=470мм	84	86	83	85	84	85	85	84	84	85
Значення температур в Пл. 2, °C	T16 X=150мм, Z=90мм	96	103	105	109	107	107	107	103	107	99
	T11 X=150мм, Z=170мм	81	75	70	60	57	64	75	77	85	92
	T5 X=150мм, Z=200мм		57	62	77	80	85	88	90	90	95
	T10 X=150мм, Z=270мм	90	82	83	78	70	76	77	85	88	96
	T14 X=150мм, Z=470мм	83	84	84	84	85	85	84	84	84	84
Значення температур в Пл. 4, °C	T3 X=100мм, Z=220мм	87	85	82	76	73	79	87	89	88	98
	T4 X=200мм, Z=220мм	95	86	81	69	60	78	88	89	82	87

Таблиця Г.2 – Результати вимірювання температур по трекам термопар, вздовж вісі **Ox**.

Вісь Ox , мм		10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
Значення температур в Пл. 4, °C	T1 Y=55мм, Z=220мм	90	92	86	90	93	94	86	84	77	70
Вісь Ox , мм		190	200	210	220	230	240	250	260	270	280
Значення температур в Пл. 4, °C	T2 Y=55 мм, Z=220мм	64	66	75	77	82	88	95	98	99	95

ДОДАТОК Д.
РЕЗУЛЬТАТИ ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНИХ ДОСЛІДЖЕНЬ КІНЕТИКИ
ПРОЦЕСУ ГРАНУЛЯЦІЇ ГУМІНОВО-ФОСФОРНО-КАЛЬЦІЄВО-АЗОТНО-
КАЛІЙНО-СІРКОВМІСНИХ ДОБРІВ У ГРАНУЛЯТОРІ ІЗ
ПСЕВДОЗРІДЖЕНИМ ШАРОМ ПРИ ЗНЕВОДНЕННІ
ВИСОКОКОНЦЕНТРОВАНИХ БАГАТОКОМПОНЕНТНИХ РІДКИХ СИСТЕМ

Таблиця Д.1 – Результати експериментальних досліджень кінетики процесу грануляції гуміново-фосфорно-кальцієво-азотно-калійно-сірковмісних добрив

Продовження таблиці Д.2

№		Час	Температура			В'язкість газу	Густина газу	Витрати робочого розчину		
			Вх.	Ш.	Кор. різн.			Поч. знач.	Кінц. знач.	Витр.
		$\tau_{пр.},$ ГОД	$T_{вх.},$ С	$T_{ш},$ °С	$\Delta T,$ °С	$\nu_{(г)},$ м ² /с	$\rho_{тепл.}$ кг/м ³	$L_{поч.},$ кг	$L_{кін.},$ кг	$\Delta L,$ кг/ГОД
		1	2	3	4	5	6	7	8	9
Дослід №1	1	0,00	150	92	58	0,0000224	0,967	22,1	21,1	1,00
	2	0,17	175	94	81	0,0000226	0,962	21,1	19,92	1,18
	3	0,33	185	95	90	0,0000227	0,959	19,92	18,43	1,49
	4	0,50	195	93	102	0,0000225	0,964	18,43	16,87	1,56
	5	0,67	205	94	111	0,0000226	0,962	16,87	15,12	1,75
	6	0,83	207	95	112	0,0000227	0,959	15,12	13,3	1,82
	7	1,00	205	97	108	0,0000229	0,954	13,3	11,5	1,80
	8	1,17	210	95	115	0,0000227	0,959	11,5	9,7	1,80
	9	1,33	210	95	115	0,0000227	0,959	9,7	7,8	1,90
	10	1,50	205	97	108	0,0000229	0,954	7,8	5,9	1,90
	11	1,67	195	96	99	0,0000228	0,957	29,2	27,65	1,55
Дослід №2	12	1,83	202	97	105	0,0000229	0,954	27,65	25,83	1,82
	13	2,00	205	94	111	0,0000226	0,962	25,83	23,98	1,85
	14	2,17	203	94,5	109	0,0000226	0,961	23,98	22,19	1,79
	15	2,33	205	96	109	0,0000228	0,957	22,19	20,22	1,97
	16	2,50	205	94	111	0,0000226	0,962	20,22	18,31	1,91
	17	2,67	203	96	107	0,0000228	0,957	18,31	16,41	1,90
	18	2,83	205	96	109	0,0000228	0,957	16,41	14,55	1,86
	19	3,00	204	94,2	110	0,0000226	0,961	14,55	12,78	1,77
	20	3,17	204	96	108	0,0000228	0,957	12,78	10,83	1,95
	21	3,33	210	94,3	116	0,0000226	0,961	10,83	8,45	2,38
	22	3,50	215	92,5	123	0,0000224	0,966	8,45	5,89	2,56
	23	3,67	220	97,2	123	0,0000229	0,954	5,89	3,4	2,49

№		Ситовий аналіз									
		Маса i -тої фракції				$m_{(\Sigma)},$ Г	Частка i -тої фракції				$x_{(\Sigma)},$ Г
		$m_{(d=4)},$ Г	$m_{(d=3)},$ Г	$m_{(d=2)},$ Г	$m_{(d=1)},$ Г		$x_{(d=4)},$ Г	$x_{(d=3)},$ Г	$x_{(d=2)},$ Г	$x_{(d=1)},$ Г	
		10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
Дослід №1	1	0,0	10,8	90,0	90,0	192,4	0,00	5,61	46,78	46,78	100
	2	0,0	15,0	94,0	86,0	196,2	0,00	7,65	47,91	43,83	100
	3	0,0	25,3	107,2	70,2	206,7	0,00	12,24	51,86	33,96	100
	4	0,0	32,5	115,5	55,5	205,7	0,00	15,80	56,15	26,98	100
	5	0,0	35,5	119,3	48,5	206,5	0,00	17,19	57,77	23,49	100
	6	0,0	40,0	123,2	45,0	211,2	0,00	18,94	58,33	21,31	100
	7	0,0	55,2	120,0	35,0	212,2	0,00	26,01	56,55	16,49	100
	8	0,0	57,8	122,0	33,0	213,8	0,00	27,03	57,06	15,43	100
	9	5,5	65,2	117,0	28,2	217,3	2,53	30,00	53,84	12,98	100
	10	10,5	75,5	108,0	22,1	218,4	4,81	34,57	49,45	10,12	100
	11	13,5	78,8	105,0	16,3	214,4	6,30	36,75	48,97	7,60	100
Дослід №2	12	15,7	82,3	99,3	15,2	213,7	7,35	38,51	46,47	7,11	100
	13	20,5	84,5	95,5	11,2	215,2	9,53	39,27	44,38	5,20	100
	14	22,7	86,6	85,5	21,0	216,2	10,48	40,06	39,56	9,72	100
	15	28,5	88,5	65,5	14,8	198,1	14,39	44,67	33,06	7,47	100
	16	45,5	90,6	55,5	14,2	206,2	22,07	43,94	26,92	6,89	100
	17	53,5	88,5	41,8	12,5	197,5	27,09	44,81	21,16	6,33	100
	18	59,5	86,3	45,6	11,5	203,9	29,18	42,32	22,36	5,64	100
	19	63,3	85,0	44,6	10,5	204,8	30,91	41,50	21,78	5,13	100
	20	70,5	84,0	39,5	8,5	204,3	34,51	41,12	19,33	4,16	100
	21	76,5	83,5	32,5	6,7	200,5	38,15	41,65	16,21	3,34	100
	22	82,5	82,9	27,5	4,5	198,9	41,48	41,68	13,83	2,26	100
	23	93,3	81,0	23,5	3,2	202,9	45,98	39,92	11,58	1,58	100

Продовження таблиці Д.3

№		Ar	Об'ємні витрати газу $V_{\text{(сек)}}, \text{ м}^3/\text{с}$	Число псевдо зрідже ння, K_w	Швидкість газу		Перепад тиску		
					Критич на	Робоча	Шару	ГРП	Діафра- гми
		20	21	22	23	24	25	26	27
Дослід №1	1	183630	0,037	1,826	0,620	1,132	1962	75	1962,0
	2	194966	0,037	1,825	0,652	1,132	1962	75	1962,0
	3	220592	0,037	1,825	0,713	1,132	1962	75	1962,0
	4	273138	0,037	1,825	0,816	1,132	1962	75	1962,0
	5	284738	0,037	1,825	0,843	1,132	1962	75	1962,0
	6	301209	0,037	1,825	0,880	1,132	1962	75	1962,0
	7	356688	0,041	1,999	0,993	1,240	1962	75	2354,4
	8	384231	0,041	1,999	1,032	1,240	1962	75	2354,4
	9	424511	0,041	1,999	1,101	1,240	1962	75	2354,4
	10	466134	0,041	1,999	1,181	1,240	1962	75	2354,4
	11	544126	0,041	1,999	1,297	1,240	1962	75	2354,4
Дослід №2	12	556973	0,041	1,999	1,322	1,240	1962	75	2354,4
	13	571731	0,041	2,000	1,326	1,240	1962	75	2354,4
	14	581707	0,041	1,999	1,343	1,240	1962	75	2354,4
	15	665075	0,041	1,999	1,471	1,240	1962	75	2354,4
	16	781021	0,041	2,000	1,610	1,240	1962	75	2354,4
	17	829404	0,041	1,999	1,687	1,240	1962	75	2354,4
	18	860664	0,041	1,999	1,725	1,240	1962	75	2354,4
	19	886935	0,043	2,081	1,743	1,291	1962	75	2550,6
	20	938047	0,043	2,081	1,818	1,291	1962	75	2550,6
	21	1065227	0,043	2,081	1,948	1,291	1962	75	2550,6
	22	1173023	0,043	2,081	2,047	1,291	1962	75	2550,6
	23	1216254	0,043	2,081	2,139	1,291	1962	75	2550,6

Продовження таблиці Д.4

№		Коефіцієнт грануляції	Еквівал. діаметр частинки	Поверхня шару	Питоме навантаження поверхні шару за вологою	Питома продуктивність по гранульованому продукту	Частота обертів ротційного диспергатора	Питомі приведені витрати	Плівковий Рейнольдс	Відцентровий критерій Фруда	Приведена товщина плівки
		$\Psi, \%$	$D_e, \text{мм}$	$f_{\text{ш}}, \text{м}^2$	$a_f, \frac{\text{кг}_{(\text{вол.})}}{\text{м}^2 \cdot \text{ГОД}}$	$\text{Гр(гран)}^* \frac{\psi / (\text{А} \cdot \text{В})}{\frac{\text{кг}_{(\text{пр.})}}{\text{м}^2 \cdot \text{ГОД}}}$	$f, \text{Гц}$	$Q_v, \frac{\text{м}^3}{(\text{с} \cdot \text{м})}$	$\text{Re}_{\text{пл}}$		$H_g \cdot 10^{-4}$
		28	29	30	31	32	33	34	35	36	37
Дослід №1	1	82	1,82	14,494	0,00		68	0,00001566	63	372	2,1
	2	84	1,87	14,144	0,20	96,344	69	0,00001977	79	383	2,493
	3	90	1,95	13,544	0,26	126,848	68	0,00002070	83	372	3,148
	4	83	2,08	12,669	0,30	152,569	70	0,00002322	93	394	3,296
	5	85	2,12	12,467	0,34	146,167	72	0,00002415	97	417	3,697
	6	86	2,16	12,208	0,36	156,031	71	0,00002389	96	406	3,845
	7	85	2,30	11,488	0,38	160,856	69	0,00002389	96	383	3,803
	8	86	2,35	11,256	0,38	156,741	70	0,00002521	101	394	3,803
	9	87	2,42	10,888	0,42	167,804	70	0,00002521	101	394	4,014
	10	87	2,51	10,508	0,43	171,253	68	0,00002057	82	372	4,014
	11	93	2,64	10,002	0,37	153,029	69	0,00002415	97	383	3,274
Дослід №2	12	87	2,67	9,902	0,44	204,565	72	0,00002455	98	417	3,845
	13	94	2,67	9,882	0,45	183,368	70	0,00002375	95	394	3,908
	14	84	2,69	9,814	0,44	206,107	70	0,00002614	105	394	3,781
	15	85	2,82	9,354	0,51	182,179	70	0,00002535	101	394	4,162
	16	87	2,96	8,906	0,51	177,608	71	0,00002521	101	406	4,035
	17	91	3,04	8,691	0,52	186,798	68	0,00002468	99	372	4,014
	18	96	3,08	8,584	0,52	199,438	69	0,00002349	94	406	3,929
	19	88	3,09	8,532	0,50	210,343	72	0,00002588	104	394	3,739
	20	78	3,17	8,341	0,56	197,933	70	0,00003158	126	429	4,119
	21	81	3,29	8,025	0,71	186,167	70	0,00003397	136	383	5,028
	22	90	3,38	7,803	0,79	219,050	70	0,00003304	132	372	5,408
	23	91	3,46	7,629	0,78	259,808	69	0,00001566	63	406	5,260

ДОДАТОК Е.
МЕТОДИКА РОЗРАХУНКУ ПРОМИСЛОВОГО ГРАНУЛЯТОРА

Е.1 Вихідні дані до розрахунку гранулятора

Продуктивність по гранульованому продукту, кг/год	$G_{2(\text{год})}$;
Еквівалентний діаметр частинок у псевдозрідженому шарі, м	d_e ;
Масова частка частинок заданого розміру в готовому продукті, %	S_i ;
Кінцева вологість гранульованого продукту, %	u_2 ;
Концентрація початкового розчину, %	x_p ;
Температура теплоносія на вході в шар матеріалу, °C	t_1 ;
Температура в шарі матеріалу, °C	t_2 ;
Температура теплоносія на виході із шару матеріалу, °C	t_{12} ;
Температура гранул після апарата, °C	t_{22} ;
Масова частка гумінових речовин у перерахунку на чисту речовину, %	Γ ;
Густина матеріалу, кг/м ³	ρ_t ;
Насипна густина матеріалу, кг/м ³	ρ_n ;
Густина повітря, кг/м ³	ρ_r ;
Кінематична в'язкість повітря при температурі шару t_2 , м ² /с	ν ;
Температура повітря на вході до калорифера, °C	t_0 ;
Вологовміст повітря на вході в калорифер, кг/кг	x_0 ;
Напруга калорифера, В	U ;
Потужність одного калорифера, кВт	E ;
Питома теплоємність сухого гранульованого матеріалу, кДж/(кг·K)	C_M ;
Питома теплоємність повітря, кДж/(кг·K)	C_B ;
Абсолютний тиск у грануляторі, Па	P ;
Тиск насичення, Па	$P_{\text{нас}}$;
Коефіцієнт кінематичної в'язкості газу, при $t_{\text{ш}}$, м ² /с	ν_2 .

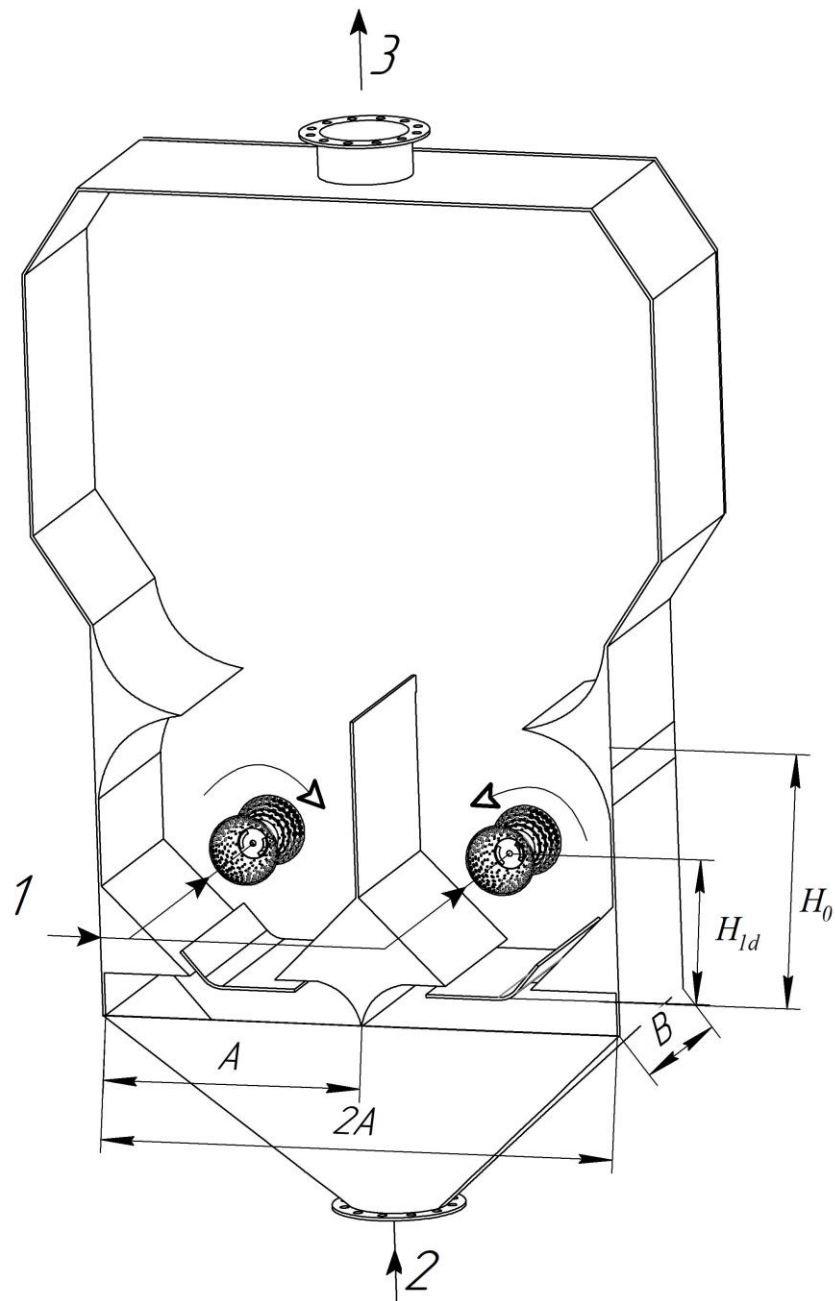


Рисунок Е.1 – Конструктивна схема гранулятора

Е.2 Матеріальний баланс гранулятора

Задана продуктивність в кг/с:

$$G_2 = \frac{G_{2(\text{год})}}{3600} \quad (\text{Е.1})$$

Витрата вихідного розчину з урахуванням заданої продуктивності G_2 та коефіцієнта грануляції $\psi=0,9=90\%$, кг/с:

$$G_1 = \frac{G_2(1 + \alpha)(100 - u_2)}{(100 - (100 - x_p))\psi} \quad (\text{Е.2})$$

де $\alpha=0,03$ – коефіцієнт, що враховує втрати розчину в магістралі.

Отже обираємо насос для дозування плунжерний серії. Насос призначений для роботи в хімічно агресивних середовищах [88, 111], або шлангові насоси [88, 111].

Тоді кількість випареної води, кг/с:

$$W = G_1 - G_2 \quad (\text{Е. 3})$$

Кількість гумінових речовин у перерахунку на чисту речовину, кг/с:

$$G_{\text{гум}} = G \cdot \Gamma. \quad (\text{Е. 4})$$

Е.3 Тепловий розрахунок

Втрати теплоти з висушеним матеріалом, кДж/кг:

$$q_m = \frac{G_2 C_m (t_2 - t_0)}{W} \quad (\text{Е.5})$$

Витрати в оточуюче середовище приймаємо 5% від загальних [88, 111], кДж/кг:

$$q_{\text{п}} = 1,05(2480 + 1,69t_2 + q_m - 4,19t_0) \quad (\text{Е.6})$$

Теплові втрати віднесені до 1 кг випареної води, кДж/кг:

$$\Delta = q_m + q_{\text{п}} - C_{\text{в}}(t_{12} - t_0) \quad (\text{Е. 7})$$

Ентальпія теплоносія на вході в гранулятор, кДж/кг:

$$i_1 = 1,01t_1 + x_0(2493 + 1,97t_1) \quad (\text{Е. 8})$$

Вологовміст повітря після гранулятора, кг/кг:

$$x_2 = \frac{i_1 + x_0 \Delta - t_2}{\Delta + 1,92t_2 + 2480} \quad (\text{Е. 9})$$

Абсолютні витрати теплоти, кДж/кг:

$$q_{\text{м(вих)}} = q_m + q_{\text{п}} - C_{\text{в}}(t_{12} - t_0) \quad (\text{Е.10})$$

Ентальпія теплоносія на виході з гранулятора, кДж/кг:

$$i_2 = (1 + 1,96x_2)t_2 + 2480x_2 \quad (\text{Е.11})$$

Питомі витрати теплоти, кДж/кг:

$$q = \frac{i_1 + i_2}{x_2 - x_0} \quad (\text{Е.12})$$

Тепловий ККД гранулятора, %:

$$\eta_T = \frac{r}{q} 100 \quad (\text{E.13})$$

Загальні витрати теплоти, кВт:

$$Q = q \cdot W \quad (\text{E.14})$$

Кількість електрокалориферів:

Приймаємо калорифер типу СФО 16/3Т-М1 із потужністю $E=15$ кВт та коефіцієнтом використання тепла $\eta=0,5...0,7$:

$$n_K = \frac{Q}{E\eta} \quad (\text{E.15})$$

Остаточна кількість калориферів приймається у більшу сторону.

Питомі витрати абсолютно сухого повітря, кг/кг:

$$l = \frac{1}{x_2 - x_0} \quad (\text{E.16})$$

Загальна витрата теплоносія, кг/с:

$$L = l \cdot W \quad (\text{E.17})$$

Відносна вологість відпрацьованого теплоносія, %:

$$\varphi_2 = \frac{x_2 \cdot P \cdot 100}{P_{\text{нас}}(x_2 + 0,622)} \quad (\text{E.18})$$

Тоді об'ємні витрати теплоносія після гранулятора з температурою t_2 і відносною вологістю φ_2 при $P \approx 10^5$ Па розраховується, м³/с:

$$V_{\text{ВТ}} = \frac{L \cdot R_r \cdot (T_0 + t_2) 100}{P_{\text{нас}} \cdot (100 - \varphi_2)} \quad (\text{E.19})$$

Об'ємна продуктивність нагнітаючого вентилятора, м³/с:

$$V_B = \frac{L}{\rho} \quad (\text{E.20})$$

Отже обираємо вентилятор (<http://www.spicom.ru/vgd.htm>).

Е.4 Розрахунок гранулометричного складу готового продукту

Константа вивантаження для промислового апарата становить [128], 1/год:

$$K = 0,00664 \cdot t_1 - 0,645 = 0,00664 \cdot 200 - 0,645 = 0,683 \quad (\text{E.21})$$

Визначення параметрів γ -розподілення [128]:

$$z = \gamma + a \cdot K, \quad (\text{E.22})$$

$$n = (p + q \cdot K)b + c, \quad (\text{E.33})$$

де $a=2,695$; $b=2,873$; $c=6,809$; $p=0,1995$; $q=2,409$; $\gamma=3,506$ – коефіцієнти визначені дослідним шляхом [128].

Приведений діаметр частинок [128], мм:

$$D^* = D - D_y, \quad (\text{E.24})$$

де $D=3,0$ мм – поточне значення діаметра частинок у шарі; $D_y=0,25$ мм – максимальне значення діаметру часток, що будуть винесені теплоносієм із шару.

Розподілення маси гранул по їх розміру в апараті псевдозрідженого шару в стаціонарному процесі з вірогідністю 0,99 по критерію Фішера, що описується статистичним γ -розподіленням [88, 111, 128]:

$$g(D) = \frac{z^n}{(n-1)!} D^{*(n-1)} e^{-zD^*} \quad (\text{E.25})$$

Середній розмір часток в шарі [128], мм:

$$\bar{D} = \frac{n}{z} \quad (\text{E.26})$$

Є.5 Розрахунок гранулометричного складу готового продукту

З урахуванням масової частки гранул із мінімальним розміром, поріг гранулометричного продукту, мм [128]:

$$S = \frac{\bar{D}^5}{\bar{D}^5 + D_0^5}, \quad (\text{E.27})$$

де D_0 – поріг сепарації, середній розмір часток готового продукту [128], мм:

$$D_0 = \sqrt[5]{\frac{\bar{D}^5 (1 - S_i)}{S_i}} \quad (\text{E.28})$$

Коефіцієнт грануляції [128], %:

$$\psi = \frac{G_2}{G_1} 100 \quad (\text{E.29})$$

Лінійна швидкість росту гранул [128], мм/год:

$$\Lambda = \frac{K}{6} \psi D \quad (\text{E.30})$$

Функція потужності внутрішнього джерела центрів грануляції, який реалізується за рахунок подрібнення гранул, розраховується за виразом [88, 111, 128]:

$$\varphi(D) = \frac{Z^n}{(n-1)!} D^{*(n-1)} e^{-zD} \left[\frac{2\Lambda}{D^*} [(n-1) - zD^*] + K\eta S - \frac{6\Lambda}{D^*} \right] \quad (\text{E.31})$$

Функція потужності джерела нових центрів грануляції має синусоїдальну форму. Область, в якій $\varphi(D)$ набуває значень більше нуля, свідчить про утворення нових центрів грануляції з розподіленням маси за розміром частинок в інтервалі $0 \leq d \leq d_{\text{ст}}$ [88, 111].

Область, де функція $\varphi(D)$ набуває значень менше нуля, характеризується розподіленням маси частинок за розміром в інтервалі $d_{\text{ст}} \leq d \leq d_{\text{max}}$, у якому відбувається вивантаження великих гранул з апарату та їх подрібнення [88, 111]. Середній час перебування частинки в робочому циклі [128], год:

$$\bar{\tau} = 1 / K \quad (\text{E.32})$$

Є.6 Розрахунок робочої швидкості теплоносія при струменево-пульсаційному псевдозрідженні в автоколивальному режимі

Критерій Архімеда:

$$Ar = \frac{g \cdot \bar{D}^3 \cdot (\rho_{\text{т}} - \rho_{t2})}{v_2^2 \cdot \rho_{t2}} \quad (\text{E.33})$$

де ρ_{t2} – густина теплоносія при температурі шару t_2 , що визначається, кг/м³:

$$\rho_{t2} = \frac{\rho \cdot 273}{273 + t_2} \quad (\text{E.34})$$

Критерій Рейнольдса початку псевдозрідження ($\varepsilon_0=0,4$) [128]:

$$\text{Re}_{\text{кр}} = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}} \quad (\text{E.35})$$

Критична швидкість початку псевдозрідження [128], м/с:

$$W_{\text{кр}} = \frac{\text{Re} \cdot v_{t2}}{D} \quad (\text{E.36})$$

Критерій Рейнольдса для робочого режиму псевдозрідження ($\varepsilon_p=0,7$) [128]:

$$\text{Re}_p = \frac{Ar \cdot \varepsilon_p^{4,75}}{18 + 0,61\sqrt{Ar \cdot \varepsilon_p^{4,75}}} \quad (\text{E.37})$$

Для визначення робочої швидкості псевдозрідження визначається число псевдозрідження – K_w , яке визначалось за виразом:

$$\begin{aligned} K_{w(\min)} &= 0,0574 \cdot d_e^2 - 0,6827 \cdot d_e + 3,063 \\ K_{w(\max)} &= 0,078 \cdot d_e^2 - 0,9162 \cdot d_e + 3,8549 \end{aligned} \quad (\text{E.38})$$

Тоді робоча швидкість псевдозрідження [128], м/с:

$$W_p = W_{\text{кр}} \cdot K_w \quad (\text{E.39})$$

Приведене значення критерія Рейнольдса для робочих умов:

$$\text{Re}_{\text{пр}} = \frac{W_p \cdot d_e}{\nu_r} \quad (\text{E.40})$$

Критерій Рейнольдса для умови виносу часток ($\varepsilon=1$) [128]:

$$\text{Re}_B = \frac{Ar}{18 + 0,61\sqrt{Ar}} \quad (\text{E.41})$$

Швидкість виносу частинок, м/с:

$$W_B = \frac{\text{Re}_B \cdot \nu_{t2}}{D} \quad (\text{E.42})$$

Перевіряється умова виносу матеріалу – $W_p < W_B$.

Є.7 Розрахунок площі газорозподільного пристрою, розмірів щілин та відстані між ними

Площа перерізу апарата на рівні газорозподільного пристрою, м²:

$$F_a = \frac{L}{\rho_r \cdot 3600 W_p}, \quad (\text{E.43})$$

де L – масові витрати повітря на процес зневоднення і грануляції, визначеного із теплового розрахунку, кг/год.

Для визначення температури теплоносія на вході до апарату задаємося питомою продуктивністю по випаруваній волозі площі ГРП $A_f = 500 \dots 1500$ кг вол./ (м²·год.) і визначаємо площу ГРП, м²:

$$F_2 = W_1 / A_f, \quad (\text{E.44})$$

де W_1 – кількість вологи, яку належить випарувати в апараті, кг/год.

Проводимо порівняння F_a та F_2 . Якщо $F_a < F_2$, то необхідно підвищувати температуру теплоносія на вході в апарат t_1 поступово на 20-40 °С і відповідно A_f до тих пір, поки не буде виконана умова:

$$F_a \geq F_2.$$

(Є.46)

Після цього визначаємо швидкість теплоносія безпосередньо біля газорозподільного пристрою, м/с:

$$\bar{W}'_p = W_p \frac{273 + t_1}{273 + t_2}, \quad (\text{Є.45})$$

де t_1 та t_2 – відповідно температура теплоносія на виході з ГРП та у псевдозрідженому шарі.

Експериментально встановлено, що коефіцієнт живого перерізу ГРП:

$$\varphi = \frac{F_{\text{щ}}}{F_a} \cdot 100\% = 4,9\%, \quad (\text{Є.46})$$

де $F_{\text{щ}}$ – загальна площа щілин ГРП у апараті, м²:

$$F_{\text{щ}} = \frac{F_a \cdot \varphi}{100\%} \quad (\text{Є.49})$$

Площа щілин одного модуля, м²:

$$F_{\text{щ}(i)} = \frac{F_{\text{щ}}}{n_{\text{мод.}}} \quad (\text{Є.50})$$

Тоді швидкість газу в щілинах ГРП, м/с:

$$w_{\text{щ}} = W_p \cdot \frac{\varphi}{100} \quad (\text{Є.51})$$

Е.8 Розрахунок робочої висоти шару зернистого матеріалу

Загальна поверхня шару з умов масообміну, м²:

$$\Sigma F_{\text{щ}} = \frac{M_{\text{вол.}}}{a_f}, \quad (\text{Є.52})$$

де a_f – питома навантаження поверхні шару за вологою (приймається за результатами експериментальних досліджень), кг/(м²год).

Питома поверхня в шарі

$$a = \frac{6 \cdot (1 - \varepsilon_0)}{d_e} \quad (\text{E.53})$$

де ε_0 – порозність нерухомого шару $\varepsilon_0 = 0,4$

d_e – еквівалентний діаметр шару $d_e = 2,5 \div 3,0$, мм

Об'єм шару зернистого матеріалу з умов масообміну, м³:

$$V_{\text{ш}} = \frac{\Sigma F_{\text{ш}} \cdot a_f}{a} \quad (\text{E.53})$$

Приймаємо довжину модуля $2A$, а висоту нерухомого шару $H_0 = 800$ мм.

Тоді

$$V_{\text{ш}} = H_0 \cdot 2A \cdot B = \frac{\Sigma F \cdot a_f}{a}$$

Звідки ширина камери

$$B = \frac{\Sigma F \cdot a_f}{a \cdot H_0 \cdot 2A}$$

Е.9 Розрахунок кількості ротаційних чашових диспергаторів

Для продуктивності при зневодненні робочого розчину з коефіцієнтом грануляції нам необхідно розрахувати кількість диспергаторів.

За результатами досліджень приймаємо фактор формування плівки в середині диспергатора $N_g = 8,8 \cdot 10^4$, при якому формуються краплі $d_{кр} \leq 250$ мкм і відбувається інтенсивне проковзування зволожених гранул, що забезпечує пошаровий механізм грануляції. Тоді приймаємо фактор масштабного переходу 3.

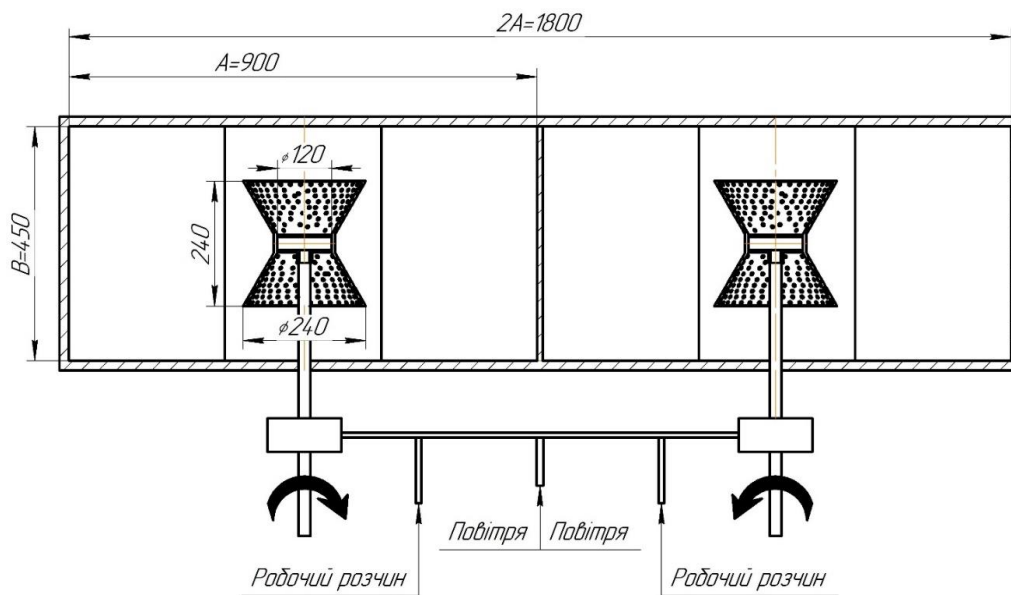


Рисунок Е.2 – Схема розміщення диспергаторів в камері гранулятора

Приймаємо $D_{01} = 120$ мм, $D_{02} = 240$ мм, мінімальна лінійна швидкість $V_{л(min)} = 8,5$ м/с тоді кутова швидкість диспергатора:

$$V_{л(min)} = \omega_1 \cdot R_{01} \quad (E.53)$$

$$\text{де } R_{01} = \frac{D_{01}}{2}$$

$$\text{Звідки : } \omega_1 = \frac{D_{01}}{R_{01}} = \frac{8,5}{0,06} = 141,7 \text{ 1/с}$$

$$\text{Відповідно: } \omega = 2\pi n$$

$$\text{Тоді } n = \frac{\omega}{2\pi} = \frac{141}{2 \cdot 3,14} = 22,5 \text{ 1/с}$$

Визначаємо відцентрового критерія Фруда

$$Fr = \frac{w^2 \cdot R_{01}}{g} = \frac{141,7^2 \cdot 0,06}{9,8} = 122,93$$

Враховуючи $H_g = \text{const}$

$$H_g = Re_{\text{пл(max)}} \cdot Fr$$

$$Re_{\text{пл(max)}} = \frac{H_g}{Fr}$$

$$Re_{\text{пл(max)}} = \frac{8,8 \cdot 10^4}{122,93} = 715,85$$

З виразу $Re_{\text{пл(max)}} = \frac{4Q_v}{\nu}$

Визначаємо $Q_{v01} = \frac{1 \cdot 10^{-6} \cdot 715,85}{4} = 7,158 \cdot 10^{-4} \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$

$$Q_{v01} = \frac{G_p}{\rho_p 2 \cdot \pi \cdot R_{01}}$$

Відповідно:

$$G_{p01} = Q_{v01} \cdot \rho_p \cdot 2 \cdot \pi \cdot R_{01} = 1,7875 \cdot 10^{-4} \cdot 1230 \cdot 2 \cdot 3,14 \cdot 0,06 = 0,08 \frac{\text{кг}}{\text{с}} \rightarrow 298 \frac{\text{кг}}{\text{год}}$$

Тоді через один двоконічний диспергатор можна, кг/год:

$$G_p = G_{p01} + G_{p02}$$

Отже робочий баланс з двох диспергаторів має розрахункову продуктивність

$$G_{\text{заг}} = 2G_1 = 593,96 \cdot 2 = 1187 \frac{\text{кг}}{\text{год}}$$

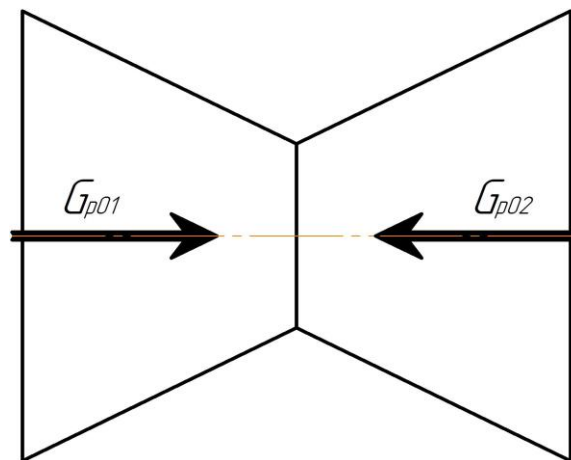


Рисунок Е.3 – Робочий баланс

Дослідження процесу грануляції при зневодненні рідких гетерогенних систем із застосуванням ротаційного диспергатора з перфорованою бічною поверхнею, узагальнений параметр роботи диспергатора, що забезпечує пошаровий механізм грануляції.

Фактор формування плівки рідкої фази в чаші відцентрових сил

$$N_g = (8,8 \div 9,5) \cdot 10^4 \text{ для } \omega_1 = 439 \text{ 1/с; } R_{01} = 0,02 \text{ м}$$

Тоді мінімальна лінійна швидкість поверхні чаші ротаційного диспергатора становить:

$$V_{л(min)} = \omega_1 \cdot R_{01} = 439,6 \cdot 0,02 = 8,792 \text{ м/с}$$

Е.10 Гідравлічний розрахунок апарата

Гідравлічний опір вхідного штуцера визначається за формулою, Па:

$$\Delta P_{\text{вх}} = \xi_1 \frac{W_{\text{вх}}^2 \cdot \rho_{t1}}{2}, \quad (\text{Е.61})$$

де $\xi_1 = 0,5$ – коефіцієнт гідравлічного опору штуцера, обирається із довідника;

ρ_{t1} – густина теплоносія при температурі на вході в апарат, кг/м³:

$$\rho_{t1} = \frac{\rho \cdot 273}{273 + t_1}, \quad (\text{Е.62})$$

$W_{\text{вх}}$ – швидкість теплоносія у вхідному штуцері, м/с:

$$W_{\text{вх}} = \frac{L}{\rho_{t1} \cdot F_{\text{вх}}}, \quad (\text{Е.63})$$

де $F_{\text{вх}}$ – поперечний переріз вхідного штуцера, м².

Гідравлічний опір ГРП, Па:

$$\Delta P_2 = \xi_2 \frac{W_{\text{ш}}^2 \cdot \rho_{t1}}{2}, \quad (\text{Е.64})$$

де ξ_2 – коефіцієнт гідравлічного опору ГРП (для розробленого ГРП типу 2 $\xi_2 = 1,82$).

Гідравлічний опір шару зернистого матеріалу, Па:

$$\Delta P_{\text{ш}} = H_0 \cdot (1 - \varepsilon_0) \cdot \rho_{\text{т}} \cdot g \cdot K_a \quad (\text{Е.65})$$

Висота сепараційної зони, м:

$$H_c = 2H_0 \quad (\text{Е.66})$$

Висота камери гранулятора, м:

$$H_a = H_c + H_0 = 3H_0 \quad (\text{E.67})$$

Гідравлічний опір вихідних штуцерів, Па:

$$\Delta P_{\text{вих}} = 2 \cdot \xi_1 \frac{W_{\text{вих}}^2 \cdot \rho_{t2}}{2}, \quad (\text{E.68})$$

де $W_{\text{вих}}$ – швидкість теплоносія у вихідних штуцерах, м/с:

$$W_{\text{вих}} = \frac{L}{\rho_{t2} \cdot F_{\text{вих}}} \quad (\text{E.69})$$

Тоді загальний гідравлічний опір гранулятора (без циклонів) буде, Па:

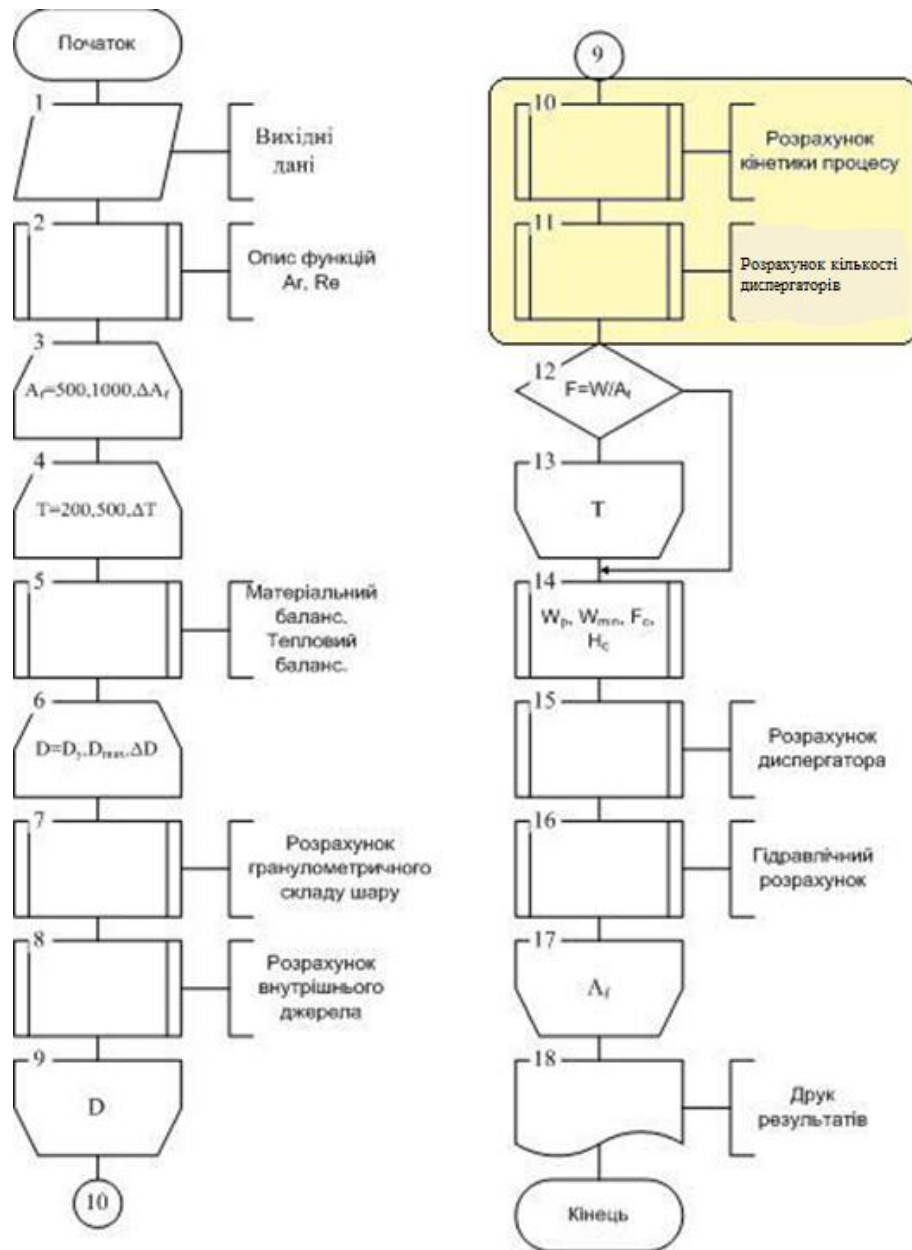
$$\sum \Delta P = \Delta P_{\text{вх}} + \Delta P_2 + \Delta P_{\text{ш}} + \Delta P_{\text{вих}} \quad (\text{E.70})$$

Витрати потужності на подолання загального гідравлічного опору, кВт:

$$N = \frac{\sum \Delta P \cdot V_B}{1000} \quad (\text{E.71})$$

**ДОДАТОК Є.
АЛГОРИТМ ТА ПРОГРАМА РОЗРАХУНКУ ПРОМИСЛОВОГО
ГРАНУЛЯТОРА**

Алгоритмічна схема програми для розрахунку промислового гранулятора псевдозрідженого шару в середовищі Mathcad зображена на рисунку Є.1.



Загальний вигляд програми для розрахунку промислового гранулятора псевдозрідженого шару в середовищі MathCad.

Розрахунок гранулятора для виробництва органомінеральних добрив

Метою розрахунку є визначення технологічних параметрів процесу та основних розмірів апарату.

Вихідні дані:

$$\begin{aligned}
 G2 &:= 500 \frac{\text{кг}}{\text{год}} & d_e &:= 2.5 & \psi &:= 0.9 & \varepsilon_{\text{пл}} &:= 0.4 & D_{\text{min}} &:= 0.5 \text{ мм} \\
 x_p &:= 50 \% & t_0 &:= 18 \text{ } ^\circ\text{C} & t_1 &:= 300 \text{ } ^\circ\text{C} & t_2 &:= 97 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 \Theta_1 &:= 20 \text{ } ^\circ\text{C} & \rho_t &:= 1432 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} & C_v &:= 4.19 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}\cdot^\circ\text{C}} & C_m &:= 1.43 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}\cdot^\circ\text{C}} \\
 x &:= 3.2 & u_2 &:= 0.1 & x_0 &:= 0.1 \\
 a &:= 0.03 & & & & & & & & \text{-коеф. втрати розчину в магістралі}
 \end{aligned}$$

Розрахунки

Аналитичні вирази, що визначають залежність теплових параметрів теплоносія від температури t_0 :

1) Густина теплоносія, кг/м^3 :

$$\rho_{\text{gaz}} := 1.29 \cdot \frac{273}{273 + t_1} \text{ explicit, ALL} \rightarrow 1.29 \cdot \frac{273}{273 + 300} = 0.615$$

2) Динамічна в'язкість теплоносія, $\text{Па}\cdot\text{с}$:

$$\mu_{\text{gaz}} := 1.7171 \cdot 10^{-5} \cdot \left(\frac{t_1 + 273}{273} \right)^{0.82} \text{ explicit, ALL} \rightarrow 1.7171 \cdot 10^{-5} \cdot \left(\frac{300 + 273}{273} \right)^{0.82} = 0.123$$

3) Кінетична в'язкість теплоносія, $\text{м}^2/\text{с}$:

$$\nu_{\text{gaz}} := \frac{\mu_{\text{gaz}}}{\rho_{\text{gaz}}} = 0.2$$

4) Теплоємність теплоносія, $\text{Дж/кг}\cdot^\circ\text{C}$:

$$c_{\text{gaz}} := 1000 \cdot (1.0005 + 1.1904 \cdot 10^{-4} \cdot t_o) = 1.003 \times 10^3$$

5) Теплопровідність теплоносія, Вт/м² С:

$$\lambda_{\text{gaz}} := 2.44 \cdot 10^{-2} \cdot \left(\frac{t_o + 273}{273} \right)^{0.82} = 0.026$$

6) Залежність теплопровідності теплоносія від температури t_o , Вт/м С:

$$\lambda_t := 2.44 \cdot 10^{-2} \cdot \left(\frac{t_o + 273}{273} \right)^{0.82} = 0.026$$

$$\underline{x} := 3.2 \cdot \frac{r}{\text{кг}} \text{ вологовіміст повітря при температурі } 18 \text{ С і } 45\% \text{ вологості з id діаграми}$$

8) Залежність парціального тиску водяних парів від абсолютного тиску P та вологовмісту x , Па:

$$P := 101325 \text{ Па}$$

$$P_p := P \cdot \frac{x}{x + 0.622} = 8.484 \times 10^4$$

1. Матеріальний розрахунок гранулятора

Витрати вихідного розчину з урахуванням заданої продуктивності, кг/с:

$$G1 := \frac{G2 \cdot (1 + a) \cdot (100 - u2)}{x_p \cdot \psi \cdot 3600} \text{ explicit, ALL} \rightarrow \frac{500 \cdot (1 + 0.03) \cdot (100 - 0.1)}{50 \cdot 0.9 \cdot 3600} = 0.318$$

Кількість випареної води, кг/с:

$$M_{\text{vol}} := G1 - \frac{G2}{3600} = 0.179 \quad M_{\text{vol}} \cdot 3600 = 643.3 \quad \frac{\text{кг}}{\text{год}}$$

2. Тепловий розрахунок гранулятора

Температура матеріалу в псевдозрідженому шарі (приймається на 2 градуси менша ніж температура повітря), С:

$$t_{\text{sh}} := t_2 - 2 = 95$$

$$\Theta_2 := t_{\text{sh}} = 95 \quad \text{-температура матеріалу після шару}$$

Витрата теплоти з висушеним матеріалом, що віднесена до 1 кг видаленої води, кДж/кг:

$$q_m := \frac{G2 \cdot C_m}{3600} \cdot \left(\frac{\Theta_2 - \Theta_1}{M_{\text{vol}}} \right) = 83.359$$

Загальні теплові втрати віднесені до 1 кг випареної води, кДж/кг:

$$\Delta := 1.15 \cdot (C_v \cdot \Theta_1 - q_m) \text{ explicit, ALL} \rightarrow 1.15 \cdot (4.19 \cdot 20 - 83.3592414114721) = 0.507$$

Витрати теплоти в навколишнє середовище, кДж/кг:

$$q_p := 0.15 \cdot \Delta = 0.076$$

$$\underline{x}_o := 0.01$$

Ентальпія теплоносія при вході в калорифер, кДж/кг:

$$\underline{I}_0 := 1.01 \cdot t_o + (2493 + 1.97 \cdot t_o) \cdot x_o \text{ explicit, ALL} \rightarrow 1.01 \cdot 18 + (2493 + 1.97 \cdot 18) \cdot 0.01 = 43.465$$

Ентальпія теплоносія при виході з калорифера, Кдж/кг:

$$I_1 := 1.01 \cdot t_1 + (2493 + 1.97 \cdot t_1) \cdot x_0 \text{ explicit, ALL} \rightarrow 1.01 \cdot 300 + (2493 + 1.97 \cdot 300) \cdot 0.01 = 333.84$$

Вологовміст теплоносія при виході з апарату, кг в/кг п:

$$x_2 := \frac{(-I_1 + x_0 \cdot \Delta) + t_2}{\Delta - 1.97 \cdot t_2 - 2493} = 0.088$$

Питомі витрати теплоти КДж/кг:

$$q := \frac{I_1 - I_0}{x_2 - x_0} \text{ explicit, ALL} \rightarrow \frac{333.84 - 43.464600000000004}{0.088253249485136256 - 0.01} = 3.711 \times 10^3$$

$$m_{ш} := -2.362 \cdot t_{sh} + 2501 = 2.277 \times 10^3 \text{ -теплота пароутворення для води при температурі шару}$$

Тепловий ККД гранулятора, %:

$$\eta := \frac{m_{ш}}{q} \cdot 100 = 61.352$$

Загальні витрати теплоти, кВт:

$$Q := q \cdot M_{vol} \text{ explicit, ALL} \rightarrow 3710.7136369481377 \cdot 0.17869444444444443 = 663.084$$

Приймаємо калорифер з потужністю E та коефіцієнтом використання тепла η_k .

$$E := 500 \text{ кВт} \quad \eta_k := 0.75$$

Кількість електрокалориферів:

$$n_k := \frac{Q}{E \cdot \eta_k} = 1.768$$

$$n_{k1} := \text{round}(n_k) = 2$$

$$n_k := \begin{cases} n_{k1} & \text{if } n_k - n_{k1} < 0 \\ n_{k1} + 1 & \text{otherwise} \end{cases} = 2$$

Питомі витрати абсолютно сухого повітря, кг п/кг в:

$$l_s := \frac{1}{x_2 - x_0} \text{ explicit, ALL} \rightarrow \frac{1}{0.088253249485136256 - 0.01} = 12.779$$

Загальна витрата теплоносія, кг пов/с:

$$l_{тер} := l_s \cdot M_{vol} \text{ explicit, ALL} \rightarrow 12.77902204163348 \cdot 0.17869444444444443 = 2.284$$

Середня температура теплоносія, С:

$$t_{ca} := \frac{t_1 + t_2}{2} = 198.5$$

Середній вологовміст в апараті, кг в/кг п:

$$x_{ca} := \frac{x_2 + x_0}{2} = 0.049$$

$$\rho_{t1} := 1.29 \cdot \frac{273}{273 + 350} = 0.565 \text{ густина повітря при } t_1$$

Середня об'ємна продуктивність за повітрям, м3/с:

$$V_{пов} := \frac{l_{тер}}{\rho_{t1}} = 4.04$$

Отже обираємо вентилятор типу ВЦУН із об'ємною продуктивністю V.

3. Розрахунок робочої швидкості теплоносія

Критерії та розрахунки відносно еквівалентного діаметру:

$$\nu_{\text{gazs}} := 19 \cdot 10^{-6} = 1.9 \times 10^{-5} \quad \rho_{\text{gazs}} := 0.954 \quad g := 9.807$$

$$A_{\text{rd}} := \frac{g \cdot (d_e \cdot 10^{-3})^3 \cdot (\rho_t - \rho_{\text{gazs}})}{\nu_{\text{gazs}}^2 \cdot \rho_{\text{gazs}}} = 6.367 \times 10^5$$

$$Re_{\text{krd}} := \frac{A_{\text{rd}}}{1400 + \sqrt{A_{\text{rd}} \cdot 5.22}} = 114.41$$

$$W_{\text{krd}} := \frac{Re_{\text{krd}} \cdot \nu_{\text{gazs}}}{d_e \cdot 10^{-3}} = 0.87 \quad \text{-швидкість початку псевдозр для еквівал діаметру}$$

Критерії та розрахунки відносно мінімального діаметру:

$$A_{\text{min}} := \frac{g \cdot (D_{\text{min}} \cdot 10^{-3})^3 \cdot (\rho_t - \rho_{\text{gazs}})}{\nu_{\text{gazs}}^2 \cdot \rho_{\text{gazs}}} = 5.094 \times 10^3$$

$$Re_{\text{kmin}} := \frac{A_{\text{min}}}{1400 + \sqrt{A_{\text{min}} \cdot 5.22}} = 2.874$$

$$W_{\text{kmin}} := \frac{Re_{\text{kmin}} \cdot \nu_{\text{gazs}}}{D_{\text{min}} \cdot 10^{-3}} = 0.109$$

Максимальне число псевдозрідження:

$$K_{\text{wmax}} := \frac{W_{\text{krd}}}{W_{\text{kmin}}} = 7.963$$

Робоча швидкість при робочому числу псевдозрідження : $K_w := 5.7$ (Прийнято)

$$W_r := K_w \cdot W_{\text{krd}} = 4.956$$

4. Розрахунок площі апарату в зоні ГРП

Площа перерізу апарату на рівні газорозподільного пристрою, м²:

$$F_{\text{a1}} := \frac{V_{\text{пов}}}{W_r} = 0.815$$

Площа апарату в зоні сепараційного простору, м²:

$$F_{\text{sep}} := \frac{V_{\text{пов}}}{\frac{W_r}{3}} = 2.445$$

Питоме навантаження поверхні шару за випареною вологою, кг вол/м² год:

$$a_f := 1$$

Питома поверхня шару в апараті, м²/м³:

$$\sigma := \frac{6 \cdot (1 - \varepsilon)}{d_e \cdot 10^{-3}} = 1.44 \times 10^3$$

Корисна різниця температур, С:

$$\Delta T := t_1 - t_{sh} = 205$$

Поверхня шару для видалення заданої кількості вологи, м²:

$$F_{sh} := \frac{M_{vol} \cdot 3600}{a_f} = 643.3$$

Необхідний б'єм шару, м³:

$$V_{sh} := \frac{F_{sh}}{\sigma} = 0.447$$

Приймаємо ширину та довжину одного модуля грануляції, м:

$$B := 0.45 \quad \underline{A} := 1.8$$

Площа перерізу апарату на рівні газорозподільного пристрою, м²:

$$F_{ГРП} := A \cdot B = 0.81$$

Тоді початкова висота нерухомого шару зернистого матеріалу, м:

$$H_{0.1} := \frac{V_{sh}}{F_{ГРП}} = 0.552$$

Початкова висота нерухомого шару з урахуванням запасу в 20%, м:

$$H_0 := 1.2 \cdot H_{0.1} = 0.662$$

Кількість секцій гранулятора: $n_{секцій} := \frac{F_{ГРП}}{(A \cdot B)} = 1$

Перераховуємо робочу швидкість, м²/с:

$$W_{роб} := \frac{V_{пов}}{n_{секцій} \cdot F_{ГРП}} = 4.987$$

Перераховуємо робоче число псевдозрідження:

$$K_{ww} := \frac{W_{роб}}{W_{krd}} = 5.736$$

Значення критерія Рейнольдса в камері гранулятора:

$$Re_{rob} := \frac{W_{роб} \cdot \frac{d_e}{1000}}{\nu_{gzs}} = 656.214$$

Середня порозність шару при робочій швидкості:

$$\varepsilon_p := \left(\frac{18 \cdot Re_{rob} + 0.36 \cdot Re_{rob}^2}{Ard} \right)^{0.21} = 0.755$$

5 Розрахунок основних розмірів ГРП:

Площу живого перерізу ГРП приймаємо $\phi := 3.2 \%$
Тоді площа щілин, м²:

$$F_{\text{щ}} := F_{\text{ГРП}} \cdot \frac{\phi}{100} = 0.026$$

Ширина щілин, м:

$$h_{\text{щ}} := \frac{F_{\text{щ}}}{n_{\text{секцій}} \cdot B} = 0.058$$

Приймаємо ширину щілини 1, м: $h_1 := 0.01$ м

Тоді ширина щілини 2, м:

$$h_2 := h_{\text{щ}} - h_1 = 0.048 \text{ м}$$

Гідравлічний розрахунок апарату

Гідравлічний опір шару, Па:

$$\Delta P_{\text{ш0}} := (\rho_t - \rho_{\text{газ}}) \cdot g \cdot (1 - \varepsilon) \cdot H_0 = 5.574 \times 10^3$$

Швидкість теплоносія в щілинах ГРП, м/с:

$$W_{\text{ш}} := \frac{V_{\text{пов}}}{F_{\text{щ}}} = 155.851 \quad \xi_2 := 2.15$$

Гідравлічний опір газорозподільного пристрою, Па:

$$\Delta P_{\text{grp}} := \frac{\xi_2 \cdot W_{\text{ш}}^2 \cdot \rho_{\text{газ}}}{2} = 1.605 \times 10^4$$

Сумарний гідравлічний опір гранулятора:

$$\Delta P_{\Sigma} := \Delta P_{\text{ш0}} + \Delta P_{\text{grp}} = 2.162 \times 10^4$$

Витрати потужності, кВт:

$$N_{\Sigma} := \frac{\Delta P_{\Sigma} \cdot V_{\text{пов}}}{1000} = 87.347 \quad N_{\Sigma} \cdot 10^3 = 8.735 \times 10^4 \text{ Вт}$$

Індекс потужності, кВт/кг (гранул продукту за годину):

$$i_N := \frac{N_{\Sigma}}{G_2} + \frac{Q}{G_2} \text{ explicit, ALL} \rightarrow \frac{87.347296726993946}{500} + \frac{663.08391184687139}{500} = 1.501$$

-загальна поверхня зони зрошення m^2

$$f_{\text{зони_зрош}} := \frac{Mvol \cdot 3600}{a_f} = 643.3$$

-середня питома поверхня частинок у шарі m^2/m^3

$$\sigma := \frac{6 \cdot (1 - \varepsilon)}{\frac{d_e}{1000}} = 1.44 \times 10^3$$

-загальний об'єм зони зрошення m^3

$$V_{\text{zros}} := \frac{f_{\text{зони_зрош}}}{\sigma} = 0.447$$

ДОДАТОК Ж.
АКТИ ВПРОВАДЖЕННЯ РЕЗУЛЬТАТІВ ДОСЛІДЖЕНЬ



ТОВ «ЛАБОРАТОРІЯ ІННОВАЦІЙНИХ ТЕХНОЛОГІЙ ОЧИСТКИ»

04070, м. Київ, вул. Боричів Тік 35, літера А

ЄДРПОУ: 40241376

МФО 300711, р/р 26000052757458

в ПЕЧЕРСЬКА Ф.П.АТ КБ «ПРИВАТБАНК», м. Київ

+380 97 9648299 +380 63 8613758

№ 002-171

Затверджую"
Директор ТОВ «ЛІТО»

Любімов Є.Ф.
2017 р.

АКТ

впровадження результатів кандидатської дисертаційної роботи Любека А.М.
"Зневоднення складних гетерогенних систем в грануляторі псевдо зрідженого шару"

Ми, що підписалися нижче, від ТОВ «ЛІТО» - директор Любімов Є.Ф., від КПІ ім. Ігоря Сікорського – завідувач кафедри машин та апаратів хімічних і нафтопереробних виробництв (МАХНВ), науковий керівник Корнієнко Я.М., доцент кафедри МАХНВ Степанюк А.Р., старший викладач кафедри технологій неорганічних речовин та загальної хімічної технології (ТНР та ЗХТ) Лапінський А.В., асистент кафедри ТНР та ЗХТ Кринець Г.В. та аспірант кафедри МАХНВ Любека А.М. підтверджуємо, що в період 2015-2016 р. на пілотній установці, яка розміщена на промисловому майданчику ТОВ «ЛІТО», проводились тестові дослідження процесу гранулоутворення нових комплексних гуміново-азотно-кальцієво-сірковмісних добрив у псевдо зрідженому шарі при зневодненні розчинів, які отримані з кальцієвмісних осадів утворених в результаті очистки води РАЕС. Випробування проводились по заздалегідь узгодженому регламенту.

За результатами досліджень визначено технологічні параметри процесу одержання сфероподібних гранул, складом $G:N:Ca:S=1:9:28:7$, який визначався замовником, розміром $1,5 \div 3,5$ мм, міцністю $\sigma \geq 10$ Н на гранулу із рівномірним розподіленням компонентів по всьому об'єму.

Застосування унікальної конструкції механічного диспергатора для введення гетерогенної суміші дозволило збільшити питоме навантаження поверхні шару за вологою до $a_f = 0,6 \div 0,8$ кг_{влаг}/(м²·год). При цьому, коефіцієнт гранулоутворення становив $\psi \geq 80\%$.

У подальшому результати досліджень можуть бути використані при розробці промислової установки для виробництва гуміново-мінеральних добрив із використанням поживних речовин мінерального та органічного походження.

Даний акт не є підставою для фінансових розрахунків

Від ТОВ «ЛІТО»



Від КПІ ім. Ігоря Сікорського

Завідувач кафедри машин та апаратів хімічних і нафтопереробних виробництв, науковий керівник

Я.М. Корнієнко
Доцент кафедри МАХНВ

Степанюк А.Р.

Старший викладач кафедри ТНР та ЗХТ

А.В. Лапінський
Асистент кафедри ТНР та ЗХТ

Г.В. Кринець
Аспірант

А.М. Любека

«ЗАТВЕРДЖУЮ»
Перший проректор
КПІ ім. Ігоря Сікорського
Ю.І. Якименко
12 2019 р.



АКТ ВПРОВАДЖЕННЯ

результатів дисертації Любеки Андрія Миколайовича

«Гранулювання багатокомпонентних рідких систем у псевдозрідженому шарі»,
що представлена на здобуття наукового ступеня кандидата технічних наук

Цим актом засвідчується, що дисертація асистента кафедри машин та апаратів хімічних і нафтопереробних виробництв КПІ ім. Ігоря Сікорського Любеки Андрія Миколайовича «Гранулювання багатокомпонентних рідких систем у псевдозрідженому шарі», що представлена на здобуття наукового ступеня кандидата технічних наук, відповідає напряму наукових досліджень КПІ ім. Ігоря Сікорського, напрямку наукової роботи кафедри машин та апаратів хімічних і нафтопереробних виробництв і безпосередньо пов'язана з ініціативною темою 0115U004609 «Розроблення енергоефективного процесу одержання гуміново-органомінеральних добрив».

Результати дисертаційної роботи використовувались при підготовці, лекційних, практичних занять та лабораторних практикумів при підготовці фахівців за напрямком підготовки 133: Галузеве машинобудування для освітньої програми: «Обладнання хімічних, нафтопереробних та целюлозно-паперових виробництв» із дисципліни «Процеси та обладнання хімічної технології» (з трьох кредитних модулів: «Теплові процеси», «Гідромеханічні та механічні процеси», «Масообмінні процеси»), та підготовці атестаційних робіт бакалаврів, магістрів та докторів філософії.

Впровадження результатів дисертації у навчальний процес забезпечується:

- конспектом лекцій із дисципліни «Процеси, апарати і машини галузі» з кредитних модулів: «Теплові процеси», «Гідромеханічні та механічні процеси», «Масообмінні процеси» (наявно в електронному кампусі КПІ ім. Ігоря Сікорського);
- методиками та алгоритмами для проведення розрахунків апаратів із псевдозрідженим шаром при гранулюванні багатокомпонентних рідких систем.